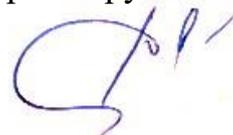


Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

На правах рукописи



Дмитриева Оксана Сергеевна

**СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ АППАРАТОВ ВИХРЕВОГО ТИПА ДЛЯ
ПРОВЕДЕНИЯ ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ
ДИСПЕРСНЫХ СРЕД**

2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени
доктора технических наук

Научный консультант:
доктор технических наук, профессор
Николаев Андрей Николаевич

Казань – 2025

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
ГЛАВА 1. ПЕРСПЕКТИВЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ВИХРЕВЫХ АППАРАТОВ В ХИМИЧЕСКОЙ И СМЕЖНЫХ ОТРАСЛЯХ ПРОМЫШЛЕННОСТИ.....	14
1.1. Преимущества закрученных потоков в процессах химической технологии ...	14
1.2. Результаты предшествующих исследований гидродинамики в закрученных одно- и многофазных потоках жидкостей и газов	20
1.3. Обзор конструкций вихревых аппаратов.....	27
1.4. Постановка цели и задач исследования	51
1.5. Выводы по главе 1	54
ГЛАВА 2. ПОДХОДЫ К МОДЕЛИРОВАНИЮ ЗАКРУЧЕННЫХ ОДНО- И МНОГОФАЗНЫХ ТЕЧЕНИЙ	55
2.1. Моделирование однофазных закрученных течений.....	55
2.2. Моделирование многофазных течений.....	64
2.3. Моделирование многофазных дисперсных течений при малых концентрациях дисперсной фазы	70
2.4. Выводы по главе 2.....	78
ГЛАВА 3. СЕПАРАЦИЯ ЧАСТИЦ В МУЛЬТИВИХРЕВОМ УСТРОЙСТВЕ	80
3.1. Конструирование мультिवихревого классификатора-сепаратора	80
3.2. Исследование течения газовых потоков со взвешенными частицами в мультिवихревом классификаторе-сепараторе.....	87
3.3. Построение полей скоростей	113
3.4. Определение эффективности фракционирования сыпучего материала.....	124
3.5. Выводы по главе 3.....	135
ГЛАВА 4. СЕПАРАЦИЯ ЧАСТИЦ ИЗ ПОТОКОВ ГАЗА И ЖИДКОСТИ С ПРИМЕНЕНИЕМ МОДИФИЦИРОВАННЫХ ВСТАВОК.....	138
4.1. Конструирование сепараторов с модифицированными вставками	138
4.2. Исследование аэродинамики потока с дисперсной фазой в сепараторе с модифицированными вставками	153

4.3. Сравнение модифицированных вставок по эффективности.....	185
4.4. Экспериментальные исследования сепарации частиц	209
4.5. Выводы по главе 4.....	223
ГЛАВА 5. ОЧИСТКА ГАЗА ОТ АЭРОЗОЛЕЙ И ЛИПКИХ ЧАСТИЦ В БЛОЧНОМ МУЛЬТИВИХРЕВОМ СЕПАРАТОРЕ.....	227
5.1. Конструирование блочного мультвихревого сепаратора	227
5.2. Исследование гидродинамики потока в блочном мультвихревом сепараторе	231
5.3. Эффективность сепарации частиц в блочном мультвихревом сепараторе .	240
5.4. Выводы по главе 5.....	255
ГЛАВА 6. СОЗДАНИЕ МЕТОДИК РАСЧЕТА МУЛЬТИВИХРЕВЫХ АППАРАТОВ	257
6.1. Инженерная методика расчета мультвихревого классификатора	257
6.2. Инженерная методика расчета сепаратора с модифицированными вставками	285
6.3. Инженерная методика расчета блочного мультвихревого сепаратора	293
6.4. Выводы по главе 6.....	314
ГЛАВА 7. ПРОМЫШЛЕННОЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЕ МУЛЬТИВИХРЕВЫХ АППАРАТОВ С МНОЖЕСТВЕННЫМИ ВИХРЯМИ	317
7.1. Модернизация установки фракционирования сыпучего материала.....	323
7.2. Модернизация установок очистки отходящих промышленных газов из реактора для каталитического дегидрирования углеводородов	331
7.3. Модернизация системы очистки воздуха окрасочно-сушильной камеры	352
7.4. Модернизация установки для разделения водонефтяной эмульсии.....	364
7.5. Выводы по главе 7.....	369
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	372
ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ.....	378
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	383
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	417

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. В связи с текущими серьезными проблемами в области энерго- и ресурсосбережения, охраны окружающей среды методы интенсификации в промышленности привлекли значительное внимание как в научном сообществе, так и в промышленном секторе. Интенсификация процессов действительно необходима для повышения производительности, эффективности производственных процессов и качества готовой продукции. В последние годы появляется все большее количество публикаций, содержащих результаты и описания научных исследований, направленных на совершенствование технологических процессов с использованием различных методов, как активных, так и пассивных. Активный метод требует применения внешних воздействий, таких как электрическое поле, акустическая вибрация или механическая вибрация поверхности, чтобы вызвать сбой и изменить структуру потока. Как правило, громоздкость и дороговизна таких методов ограничивает их применение. Пассивный метод, требующий особой геометрии поверхности, создает значительный вторичный поток и не требует дополнительного подвода энергии извне. Второй метод широко используется для создания в оборудовании закрученных (вихревых) течений газа и жидкости. Многочисленное разнообразие практического приложения закрученных потоков для интенсификации процессов, в том числе гидромеханических, объясняет интерес к ним широкого круга исследователей. Однако особенности поведения вихревых течений являются причиной усложнения их аналитического описания и проведения экспериментальных исследований.

При проектировании оборудования необходима точная оценка наилучшего компромисса между увеличением эффективности процесса и снижением сопротивления потоку. Решение указанных задач делает актуальной проблему разработки более эффективных вихревых аппаратов для интенсификации процессов разделения среды и классификации дисперсных частиц на промышленных предприятиях. При этом, необходимо учитывать, что дисперсные

среды в потоках настолько сильно различаются по размеру, плотности, форме, липкости, эрозионной способности и другим характеристикам, что ни один тип аппарата не подходит для обработки всего спектра дисперсной фазы.

В большинстве процессов разделения многофазных потоков среди широкого класса вихревых аппаратов используются конструкции с одиночными вихрями и турбулентными потоками. Проведение всестороннего анализа рассматриваемых конструкций, несмотря на все преимущества, показало, что устройства с одиночным вихрем не всегда обеспечивают необходимую эффективность сепарации или классификации частиц из-за неравномерного распределения фаз в поперечном сечении аппаратов и снижения крутки потока по высоте аппарата. При этом в большинстве случаев увеличение крутки влечет за собой значительное увеличение затрат на преодоление гидравлического сопротивления. Кроме того, повышению эффективности сепарации частиц препятствует различие времени нахождения в аппарате частиц различных размеров.

В связи с этим, перспективным и актуальным направлением является теоретическое и экспериментальное исследование гидродинамики и сепарации многофазных сред в технологическом оборудовании, в котором реализуются мультивихревые течения. Минивихри (множественные вихри малого масштаба) занимают промежуточное положение между одиночными вихрями и развитой турбулентностью. Они позволяют создавать множество локальных зон с высокой интенсивностью вращения, что способствует более эффективной сепарации и классификации частиц. Мультивихревые устройства могут быть более компактными и легкими по сравнению с традиционными устройствами. Сонаправленность вихрей в мультивихревых устройствах принципиально меняет структуру потока, создавая согласованное силовое поле вместо хаотичных локальных возмущений, формируется самоподдерживающаяся вихревая структура, где каждый последующий вихрь усиливает эффект предыдущего. Практическим следствием становится улучшение гидродинамических характеристик потока, повышение эффективности процесса сепарации частиц и очистки газов, снижение гидравлического сопротивления. Компактная

конструкция с малым расстоянием от центра потока до стенки позволяет сократить время осаждения на 40-60%. За счет формирования множества вихрей малого радиуса увеличивается угловая скорость частиц. То, что центробежная сила растет квадратично с увеличением угловой скорости, позволяет добиться высокой степени сепарации без увеличения входной скорости потока.

Работа выполнена в рамках нескольких грантов Президента Российской Федерации для государственной поддержки молодых российских ученых – МК-4522.2018.8 по теме «Разработка перспективной технологии сепарации мелкодисперсных твердых или жидких частиц из газового потока» (2018-2019 гг.), МК-616.2020.8 по теме «Разработка теоретических основ и аппаратного оформления разделения эмульсий с близкими значениями плотностей в прямоугольных сепараторах» (2020-2021 гг.), МК-2710.2021.4 по теме «Экспериментально-теоретическое исследование процессов улавливания и классификации твердых дисперсных частиц в центробежно-вихревых аппаратах» (2021-2022 гг.), гранта Академии наук Республики Татарстан, предоставленного молодым кандидатам наук (постдокторантам) с целью защиты докторской диссертации, выполнения научно-исследовательских работ, а также выполнения трудовых функций в научных и образовательных организациях Республики Татарстан в рамках Государственной программы Республики Татарстан «Научно-технологическое развитие Республики Татарстан» (соглашение от 16.12.2024 г. № 113/2024-ПД).

Степень научной разработанности проблемы. Проблеме исследований вихревых течений и устройств посвящены работы зарубежных и отечественных ученых: Тейлор Г.И., Бенар Г.К., Гупта А., Лилли Д., Сайред Н., Жуковский Н.Е., Ранк Ж.Дж., Страус В., Дубинский М.Г., Шваб А.В., Терехов В.И., Гольдштик М.А., Гуляев А.И., Меркулов А.П., Жаворонков Н.М., Николаев Н.А., Николаев А.Н., Щукин В.К., Халатов А.А., Дмитриев А.В., Смутьский И.И. и др. Несмотря на значительное количество имеющихся к настоящему времени работ, содержащих практические решения обозначенной проблемы, рассмотрение процессов переноса импульса, массы, тепла в таких сложных системах сопряжено со многими

трудностями и требуют дальнейшего анализа.

Объектом исследования являются гидромеханические процессы разделения потоков и классификации частиц в аппаратах мультивихревого типа.

Предметом исследования являются закономерности переноса импульса и массы в аппаратах мультивихревого типа, эффективность процессов, реализованных в этих аппаратах, в зависимости от характеристик дисперсной системы, конструктивных размеров аппарата и режимных параметров работы.

Цель работы и основные задачи исследования. Целью работы является разработка методологии совершенствования технологического оборудования, в котором реализуются мультивихревые течения, на основе экспериментальных исследований и численного моделирования гидродинамики и сепарации многофазных сред.

Для достижения этой цели были определены следующие задачи:

1. На основе анализа недостатков существующих аппаратов вихревого типа разработка новых подходов к реализации процессов и их конструктивному оформлению, заключающихся в создании течений с множественными вихрями малого масштаба.

2. Экспериментальное исследование гидравлического сопротивления разработанного мультивихревого классификатора частиц на созданной экспериментальной установке.

3. Теоретическое исследование поля скоростей и эффективности разделения частиц в мультивихревом классификаторе частиц.

4. Экспериментальное исследование перепада давления и эффективности процесса при сепарации частиц из газового и жидкого потоков в оборудовании, оснащённом модифицированными вставками различной геометрии.

5. Численное моделирование потоков в устройствах с модифицированными вставками для анализа течения сплошной фазы и траекторий дисперсных частиц с целью выявления зависимости эффективности сепарации от геометрических параметров оборудования и режимных параметров процесса.

6. Исследование и анализ гидравлического сопротивления разработанных

блочных мультивихревых сепараторов при различных вариантах геометрического исполнения устройств и технологических режимов их работы для очистки газов от аэрозолей и липких частиц.

7. Теоретическое и экспериментальное исследование эффективности процесса очистки газов от аэрозолей и липких частиц в блочных мультивихревых сепараторах.

8. Создание инженерных методик расчета мультивихревых аппаратов для сепарации многофазных сред и очистки газов с использованием микровихрей.

9. Использование методов машинного обучения (Orange Data Mining) и написание кода на Python для анализа и обработки экспериментальных и численных данных, а также для оценки недостающих данных, связанных с процессами классификации и очистки.

10. Разработка реальных промышленных процессов классификации частиц, сепарации двухфазных потоков с использованием аппаратов мультивихревого типа.

11. Разработка и патентование конструкций мультивихревых аппаратов, их технико-экономическое обоснование и рекомендаций по внедрению разработанных устройств на промышленных предприятиях.

Научная новизна работы:

1. Впервые предложено использование микровихрей в мультивихревых устройствах для очистки газов, классификации дисперсных систем по размерам частиц и разделения эмульсий, что открывает новые возможности для более эффективной работы устройств с минимальными потерями энергии.

2. Проведено экспериментальное и численное исследование гидродинамики с множественными вихрями малого масштаба в оборудовании для классификации частиц, сепарации двухфазных потоков и очистки газов от аэрозолей и липких частиц. Получены результаты по перепаду давления, полям скоростей и эффективности процесса в перечисленных видах оборудования.

3. В результате экспериментальных и теоретических исследований получены зависимости для определения эффективности процессов очистки,

классификации и сепарации потоков при различных конструктивных вариантах оборудования и значениях режимных параметров процессов.

4. Для процессов сепарации и классификации частиц, очистки газов от аэрозолей и липких частиц впервые получены экспериментальным путем зависимости гидравлического сопротивления потоков при реализации перечисленных процессов, в зависимости от режимных и геометрических параметров.

5. Впервые создан алгоритм расчета, основанный на использовании программы Orange Data Mining, с включением машинного обучения для оценки недостающих данных по эффективности работы мультивихревого устройства и оптимизации гидродинамических характеристик устройств является инновационным подходом в сфере гидромеханических процессов.

Теоретическая и практическая значимость работы:

1. Создана методология комплексной оценки гидродинамических процессов в мультивихревых устройствах с различными конструктивными вставками и дальнейшего совершенствования протекающих в них гидромеханических процессов.

2. В результате выполненного комплекса экспериментальных и теоретических исследований получены эмпирические зависимости гидравлического сопротивления и эффективности работы устройств мультивихревого типа.

3. Разработаны инженерные методики расчета разработанных аппаратов мультивихревого типа.

4. Разработаны и запатентованы конструкции аппаратов с закрученными потоками для интенсификации гидромеханических процессов классификации, сепарации, разделения гетерогенных систем и др., обладающие низким гидравлическим сопротивлением, высокой эффективностью работы. Даны рекомендации по выбору конструктивных характеристик разработанных аппаратов для сред с различной дисперсной средой.

5. Получены качественные и количественные результаты технико-

экономической эффективности работы разработанных аппаратов мультивихревого типа.

6. Разработанные конструкции мультивихревого типа приняты к внедрению на предприятиях и в организациях ООО «Скатз», ООО «Каматек», АО «ВНИИУС».

7. Даны рекомендации по утилизации уловленных блочными мультивихревыми сепараторами частиц в качестве компонентов композитных изделий.

Методология и методы исследований. Решение поставленных задач осуществлялось на основе исследований гидродинамики двухфазных потоков в разработанных аппаратах вихревого типа, методом CFD-анализа, экспериментальных испытаний разработанных устройств. Адекватность результатов математического моделирования подтверждалась сравнением с экспериментальными данными, полученными на разработанных стендовых установках. Применение машинного обучения (Orange Data Mining) для обработки и оценки недостающих данных, а также использование Python для разработки алгоритмов и анализа данных.

Достоверность и обоснованность научных результатов и выводов обосновывается применением фундаментальных физических закономерностей, программного обеспечения, доказавшего высокую эффективность и точность, высокой воспроизводимостью полученных экспериментальных данных в сериях однотипных опытов, корректной статистической обработкой, использованием поверенного аналитического оборудования. Результаты работы согласуются с опубликованными данными о характеристиках работы аппаратов вихревого типа.

Положения, выносимые на защиту:

1. Методология совершенствования процессов разделения дисперсных сред и их аппаратного оформления, включающая подходы к созданию процессов и проектированию аппаратов мультивихревого типа.

2. Разработанные методики расчета и моделирования процессов, происходящих в мультивихревых аппаратах.

3. Экспериментальные и численные результаты, полученные в ходе

исследований мультивихревых конструкций, верификация которых подтвердила их достоверность и практическую ценность для промышленного применения.

4. Инженерные методики расчета мультивихревых аппаратов.

5. Алгоритм расчета параметров работы мультивихревого классификатора с использованием машинного обучения в среде Orange Data Mining и алгоритм обработки данных численного эксперимента в Python, обеспечивающие обработку экспериментальных и численных результатов и оценку недостающих данных.

6. Разработанные и запатентованные конструкции мультивихревых аппаратов.

7. Усовершенствованные процессы с использованием мультивихревых аппаратов, обеспечивающие низкое гидравлическое сопротивление и высокую эффективность.

Апробация работы. Основные положения и отдельные результаты диссертационной работы докладывались и обсуждались на Всероссийской научно-практической конференции, посвященной 70-летию Победы в Великой Отечественной войне и 85-летию Казанского национального исследовательского технологического университета «Тенденции развития химии, нефтехимии и нефтепереработки» (Казань, 2015 г.); Международной молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения» (Казань, 2017, 2020 гг.); 72-я Международной молодежной научной конференции «Нефть и газ – 2018» (Москва, 2018 г.); XV Международной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых «Перспективы развития фундаментальных наук» (Томск, 2018 г.); Всероссийской студенческой научно-технической конференции «Интенсификация тепло-массообменных процессов, промышленная безопасность и экология» (Казань, 2018, 2022 гг.); Научной конференция с международным участием «Неделя науки СПбПУ» (Санкт-Петербург, 2018 г.); IX Международной научно-технической конференции «Инновационные машиностроительные технологии, оборудование и материалы – 2018» (МНТК «ИМТОМ–2018») (Казань, 2018 г.); 25-ой Международной научно-технической конференции студентов и аспирантов «Радиоэлектроника, электротехника и энергетика» (Москва, 2019 г.);

Всероссийской конференции молодых ученых, аспирантов и студентов с международным участием «Пищевые технологии и биотехнологии» (Казань, 2019, 2021, 2023 гг.); XX Международной научно-практической конференции им. проф. Л. П. Кулёва студентов и молодых ученых «Химия и химическая технология в XXI веке» (ХХТ-2019) (Томск, 2019 г.); 16-ой Всероссийской (восьмой международной) научно-технической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых «Энергия-2021» (Иваново, 2021 г.) и др.

Публикация работы. По материалам диссертации опубликовано 87 печатных работ, в том числе 22 статьи в рецензируемых журналах, входящих в перечень ВАК при Минобрнауки России, 30 статей в изданиях, индексируемых в международной базе данных цитирования Scopus и Web of Science, 15 объектов интеллектуальной собственности.

Личный вклад автора состоит в постановке цели и задач исследований, разработке конструкций устройств, инженерных методик расчета, в проведении экспериментальных и численных исследований характеристик работы разработанных устройств, выполнении расчетов эффективности процессов и выборе рациональных режимов, анализе и обработке результатов, обобщении результатов, формулировании выводов, создании модели для прогнозирования параметров работы мультивихревого классификатора с применением методов машинного обучения, получении прогностических параметров эффективности работы мультивихревого классификатора, разработке и внедрению научно-технических решений по модернизации процессов на промышленных предприятиях, создании схем промышленного применения разработанных устройств, а также разработке способа утилизации уловленных частиц блочным сепаратором, расчете технико-экономических показателей работы разработанных аппаратов вихревого типа, написании статей, оформлении результатов интеллектуальной деятельности.

Соответствие диссертации научной специальности. Диссертация соответствует паспорту специальности 2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий и охватывает следующие направления исследований: п. 3. Способы,

приемы, методология исследования гидродинамики движения жидкости, газов, перемещение сыпучих материалов в технологических аппаратах и схемах; п. 9. Методы и способы интенсификации химико-технологических процессов, в том числе с помощью физико-химических воздействий на перерабатываемые материалы; 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, 7 глав, заключения, списка литературы из 309 наименований и 6 приложений. Работа изложена на 442 страницах машинописного текста, содержит 226 иллюстраций и 12 таблиц.

ГЛАВА 1. ПЕРСПЕКТИВЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ВИХРЕВЫХ АППАРАТОВ В ХИМИЧЕСКОЙ И СМЕЖНЫХ ОТРАСЛЯХ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

1.1. Преимущества закрученных потоков в процессах химической технологии

Интерес многих исследовательских групп по всему миру к исследованиям двухфазных (многофазных, гетерогенных) потоков в последние десятилетия неуклонно растет. Закрученный двухфазный поток представляет собой сложное явление течения, характеризующееся одновременным движением несущей среды и дисперсной фазы в закрученном состоянии. Уникальность поведения потока заключается в пространственной неоднородности турбулентности, взаимодействием частиц между собой и с несущей средой, межфазным переносом массы и тепла. Преимущества этого явления, включая эффективную сепарацию частиц, улучшенные условия тепло- и массообмена, привели к его частому использованию в различных областях промышленности, таких как химическая технология, нефтехимия, энергетика [1].

В турбулентных течениях закрученные структуры могут возникать спонтанно и иметь различные масштабы, и они постоянно образуются и разрушаются. Это приводит к сложной структуре потока, где энергия передается от больших вихрей к малым (каскад энергии). Они играют ключевую роль в переносе импульса, энергии и массы. Переход от ламинарного к турбулентному течению в некоторых условиях может сопровождаться образованием вихрей. Вихревые структуры в турбулентных потоках также могут образовывать сложные структуры, такие как вихревые трубки или слои сдвига, которые влияют на перенос импульса и энергии.

В вихревых течениях реализуются различные физические эффекты, в том числе нелинейность, сингулярность, неустойчивость, генерация организованных (когерентных) образований [2, 3]. Основы вихревой теории изложены в работе Гельмгольца [4, 5]. Среди большого разнообразия вихревых течений известны

концентрированные вихри, имеющие место в турбулентных пограничных слоях, в струях, в отрывных течениях и пр. Также такие вихри распространены в земной атмосфере [6, 7]. Ранк Ж.Дж. объяснял вихревые эффекты наличием поля центробежных сил, где внешние слои газа сжимаются внутренними, в результате внешние нагреваются, а внутренние охлаждаются. Теория Фултона С.Д. также объясняет вихревые эффекты наличием центробежных сил, где свободный вихрь перестраивается в вынужденный за счет взаимодействия центробежного потока кинетической энергии с центростремительным потоком тепловой энергии. При этом также изменяется температура слоев, что также было отражено в гипотезе Шепера Ж.С. По гипотезе Меркулова А.П. ведущую роль в процессе переноса энергии от центральных приосевых слоев к периферийным играют радиальные турбулентные пульсации газа [8].

Одиночный вихрь более упорядочен и характеризуется вращением жидкости вокруг центральной оси. Примеры включают вихри в атмосфере (например, торнадо) или в воде (например, водовороты). В отличие от турбулентных течений, одиночные вихри могут быть более устойчивыми и долговечными, особенно если они изолированы от внешних возмущений. Как правило, если говорить о вихревых течениях в технике, все они ограничены стенками устройств, и могут быть сформированы за счет тангенциального соплового подвода среды, использования механических закручивающих устройств, а также интенсивного вращения элементов корпуса канала.

В мультивихревых потоках, где образуется множество вихрей меньшего масштаба по сравнению с одиночными, но большего масштаба по сравнению с турбулентностью, вихри могут взаимодействовать друг с другом, что приводит к изменению их интенсивности и направления. Это взаимодействие может быть, как конструктивным (усиление вихрей), так и деструктивным (ослабление или разрушение вихрей). Эти взаимодействия могут приводить к образованию сложных структур, таких как вихревые кольца или цепочки. Вихревые кольца представляют собой замкнутые линии вихря. Они могут образовываться при выбросе жидкости или газа через отверстие и часто наблюдаются в природе,

например, в виде дымовых колец. Вихревые дорожки имеют тенденцию к образованию упорядоченных структур, которые могут быть устойчивыми на определенных расстояниях от препятствия. Существуют и другие промежуточные структуры вихревых течений и закрученных потоков, которые могут проявляться в сложных гидродинамических системах. Например, вихревые пары вихрей, вращающихся в противоположных направлениях. Они часто образуются в пробуксовывающих потоках, таких как поток за цилиндром или вблизи заостренных краев. Вихревые пары могут быть устойчивыми и перемещаться вместе, создавая сложные структуры потока. Вихревые слои образуются в зонах сдвига между двумя потоками с разной скоростью. Эти слои могут быть неустойчивыми и приводить к образованию малых вихрей, которые затем могут сливаться или распадаться.

Закрученные течения играют важную роль в динамике всех этих систем, влияя на их устойчивость, обмен энергией и другие характеристики. Исследование таких течений требует использования как экспериментальных, так и численных методов для понимания их поведения, и влияния на окружающую среду.

Закрученные течения можно классифицировать по нескольким признакам [9] (рисунок 1.1): по протеканию химической реакции: инертные потоки (неизотермические, изотермические) или реагирующие потоки (с горением, экзотермические, эндотермические);

по составу: гомогенные потоки, гетерогенные и потоки с фазовым переходом занимают промежуточное положение.

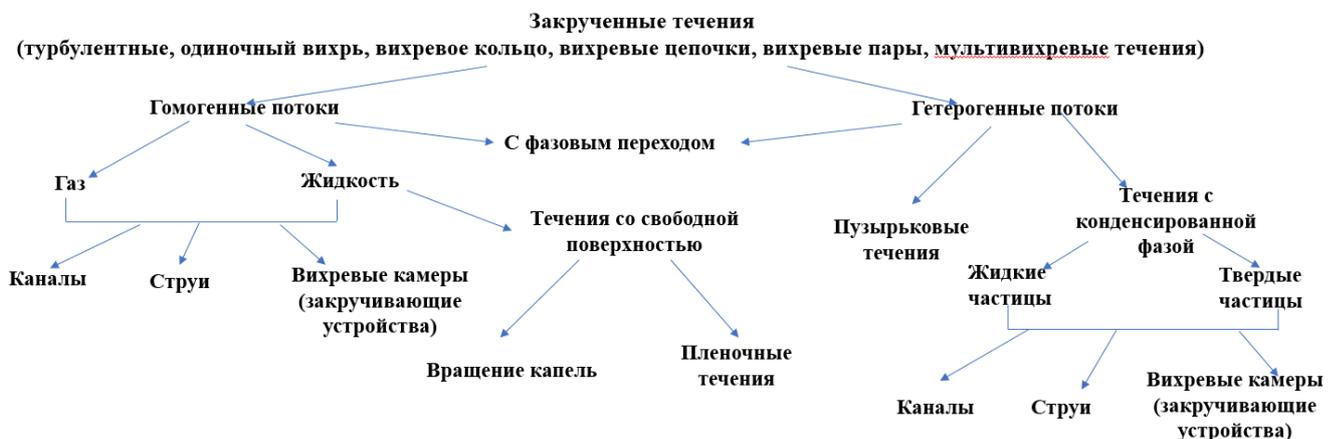


Рисунок 1.1 – Закрученные течения [9]

Гомогенные (однородные) закрученные потоки (газа, жидкости, плазмы) могут реализовываться в осесимметричных каналах, струях, вихревых камерах.

Гомогенные потоки жидкости можно классифицировать по еще одному признаку – наличие свободной поверхности – это вращение капель жидкости и закрученные пленочные течения.

Основными типами двухфазных (гетерогенных) систем являются газ–твердые частицы, газ–капли, жидкость–твердые частицы и жидкость–пузырьки, т.е. различают пузырьковые течения и течения с конденсированной фазой, которые аналогично газовым потокам протекают в струях, каналах, вихревых камерах [9].

Эффективность контакта между жидкой и газовой фазами в тепломассообменном, смесительном аппарате имеет решающее значение в процессе поглощения, разделения, очистки и др. Поскольку увеличенная площадь поверхности жидкости приводит к увеличению контакта с газовой фазой, скорость процесса может быть увеличена. Растущий мировой спрос на энергию и растущий акцент на энергетической чистоте, экономической эффективности и промышленном развитии подчеркнули острую необходимость эффективного разделения газожидкостной фазы [10]. Разработки, направленные на использование вихревых эффектов, обладающих высоким потенциалом запаса кинетической и тепловой энергии, для выработки и поглощения тепла, формирования градиентов давления представлены в работе [11].

Твердые частицы, находящиеся в атмосферном воздухе, являются проблемой общества на протяжении многих десятилетий, вызывая заболевания дыхательных путей и представляя угрозу экологической обстановке некоторых регионов. Поэтому представляется целесообразной разработка надежных и эффективных технологий улавливания мелкодисперсных частиц при минимальных затратах, сохраняя при этом, где это возможно ценные каталитические частицы, или отправляя уловленные частицы на дальнейшую переработку. Еще одной причиной удаления частиц из технологических потоков является защита последующего оборудования, такого как воздуходувки и турбины, от эрозионных повреждений, вызванных попаданием частиц, например, на роторные лопасти. Параметры,

влияющие на истирание частиц и износ оборудования, могут быть классифицированы как относящиеся к прочности частиц (материал, размер и форма), к эксплуатационным параметрам (скорость частиц и воздуха, коэффициент загрузки) и конструкции трубопровода (количество изгибов и материал конструкции) [12]. Размер частиц оказывает большее влияние на скорость эрозии, чем их концентрация, причем увеличение концентрации в определенном диапазоне увеличивает частоту ударов по поверхности материала, тем самым усугубляя скорость потери массы материала, т.е. сменяется эффект воздействия. Размер частиц оказывает менее значительное влияние на скорость эрозии, чем скорость потока [13]. Если целью данной операции газоочистки является ограничение выбросов или сбор такого количества продукта, какое практически возможно, то целью часто является недопущение превышения максимально допустимой концентрации частиц в потоке выбрасываемого газа. Если, с другой стороны, целью является защита оборудования, находящегося ниже по потоку, то целевой величиной может быть максимальный размер частиц, допустимый в потоке очищаемого газа. Частицы в газовых потоках настолько сильно различаются по размеру, плотности, форме, липкости, рассыпчатости, эрозионной способности, поверхностному заряду и другим характеристикам, что ни один метод разделения и ни один тип сепаратора, циклона не подходит для обработки всего спектра частиц [14].

Таким образом, сепарационное оборудование должно быть способно перерабатывать очень широкий спектр материалов – от гранул до субмикронных порошков, от твердых минералов до мягких. Некоторые из этих материалов очень текучие, другие имеют тенденцию уплотняться или спекаться. Условия проведения процесса, а также конструкция вихревых аппаратов играет решающую роль в интенсификации промышленных процессов сепарации. Исследования по изменению конфигурации входа [15] и выхода [16] имеют решающее значение для многофазной динамики. В частности, установлено, что симметричные многозаходные патрубки эффективно улучшают технологические характеристики потока [17], включая использование двойных [18], тройных [19], четырехкратных

[20] и шестизаходовых патрубков [21]. Эти улучшения обычно вызваны положительным влиянием расположения впусков на устранение как отрицательного эффекта разрушения структуры потока, так и прецессии вихревого ядра, вызванной асимметрией потока. Более того, увеличенная цилиндрическая длина вихревых сепараторов может усилить взаимодействие фаз и увеличить время контакта [22]. Однако учет потерь энергии (перепад давления) стал серьезной проблемой в дополнение к изучению характеристик процесса.

Вихревые эффекты также нашли широкое применение для целей очистки попутного газа от капельной жидкости, сопутствующих примесей. Так, при закручивании потока газа в завихрителе, поток обретает сложный характер распределения скоростей внутри элемента, например, в сильно закрученных потоках наблюдаются обратные токи в приосевой зоне. Эффективность сепарации во многом зависит от конструктивных особенностей завихрителей, многие из которых рассмотрены в работе [23].

На сегодняшний день микросепараторы и микрореакторы широко используются при разделении природного газа [24], для массообмена при микрореакциях [25] и синтеза наноматериалов [26]. Одной из ключевых проблем исследования является определение зависимости между организацией входа через несколько патрубков и перепадом давления в аппарате. Большое количество исследований сосредоточены на крупномасштабных вихревых устройствах (0,1-0,3 м), при этом исследования вихрей в микромасштабах редко встречаются. Характеристики потока изменяются по сравнению с крупномасштабным аппаратом из-за протекания турбулентного потока через чрезвычайно ограниченное пространство, что приводит к изменению потерь давления. Определяющая взаимосвязь потерь давления со структурой закрученного потока в настоящее время до конца не изучена [27].

Таким образом, внедрение аппаратов вихревого типа позволит повысить единичную производительность установки, уменьшить габаритные размеры, значительно интенсифицировать протекающие в аппаратах процессы. При этом

каждый конкретный аппарат требует проведения исследований, направленных на изучение аэродинамики течений, энергоэффективности и пр.

1.2. Результаты предшествующих исследований гидродинамики в закрученных одно- и многофазных потоках жидкостей и газов

Взаимодействие фаз в закрученных потоках представляет сложный гидродинамический процесс, который значительно интенсифицирует совместно происходящие процессы тепло- и массообмена, сепарации дисперсной фазы. Постоянное повышение эффективности технологического оборудования за счет интенсификации процессов переноса импульса, тепла и массы в химической технологии реализуется путем совершенствования методов получения развитой межфазной поверхности в газожидкостных системах [28–30]. В частности, в современных аппаратах формируется распределение дисперсной фазы по заданным размерам, что позволяет регулировать площадь межфазной поверхности и, следовательно, интенсивность тепло- и массообмена [31, 32]. Более того, поскольку высокодисперсные частицы практически не деформируются, для организации вторичного распада были предложены способы осуществления управляемого вибрационного воздействия [33]. Противоточное вихревое движение газа и капель жидкости также используется для получения развитой межфазной поверхности. В этом случае поток газа имеет существенный градиент окружной скорости [34]. Примечательно, что разница скоростей на поверхности частицы приводит к изменению приложения результирующих аэродинамических сил, действующих на нее. С другой стороны, движение внешних слоев капли приводит к внутренней циркуляции и ускорению массообмена. С этой точки зрения представляет ценность выявление связи между градиентом скорости газового потока и интенсивностью внутренней циркуляции в капле [35].

В закрученных одно- и многофазных потоках жидкостей и газов гидродинамика и тепломассообмен характеризуются сложными взаимодействиями между различными физическими процессами. Основные уравнения, описывающие

движение вязкой жидкости или газа, это уравнения Навье-Стокса. В закрученных потоках добавляются члены, учитывающие центробежные и кориолисовы силы. Первые действуют на частицы и поток, способствуя их разделению, а вторые – влияют на траекторию движения частиц в закрученных потоках. Уравнение сохранения массы (непрерывности) обеспечивает баланс массы в потоке.

Поскольку на все характеристики поля течения влияет интенсивность закрутки потока, а сами вихри играют важную роль из-за их желаемого или нежелательного воздействия на поток, понимание вихревых структур важно для успешного манипулирования ими и контроля над ними. В закрученных потоках возникают крупные вихри, которые могут быть описаны с помощью уравнений вихря и циркуляции. Интенсивность закрутки характеризуется параметром крутки, представляющим безразмерное отношение осевой компоненты потока момента количества движения к произведению осевой компоненты потока количества движения и эквивалентного радиуса сопла. Эффективность крутки является мерой создания конкретной интенсивности крутки, т.е. при одинаковой интенсивности крутки различными завихрителями создаются разные поля течения [36]. Тангенциальная скорость играет существенную роль в разделении потока жидкости и газовой фазы циклонным сепаратором, когда как осевая скорость – для снижения вторичного уноса капель и повышения эффективности разделения [37]. Простым способом определения интенсивности крутки является выражение [36, 38]

$$A = W_z / W_\varphi, \quad (1.1)$$

где W_φ , W_z – тангенциальная и осевая скорости воздуха, м/с.

Также встречаются работы [39] с обратным значением интенсивности закрутки, определяемым отношением (1.1). В работе представлена зависимость для закрученного потока как целого [40, 41]

$$A = \frac{2W_{\varphi 0} / W_{z 0}}{4 - (W_{\varphi 0} / W_{z 0})^2}. \quad (1.2)$$

Наличие дисперсной фазы в потоке газа сказывается на структуре потока, что продемонстрировано на рисунке 1.2 [42]. Профиль осевой скорости газа сильно изменяется с появлением жидкой фазы (рисунок 1.2 б), тангенциальная составляющая скорости снижается (рисунок 1.2 а). В целом же относительные профили скорости при постоянном соотношении массовых расходов жидкой и газовой фаз совпадают.

С увеличением интенсивности крутки (отношение тангенциальной скорости входа к условной радиальной скорости, рассчитанной по значению поверхности камеры) положение максимума тангенциальной скорости смещается на периферию, а его относительная величина снижается [43]. Для типичных вихревых камер радиальная скорость мала [9].

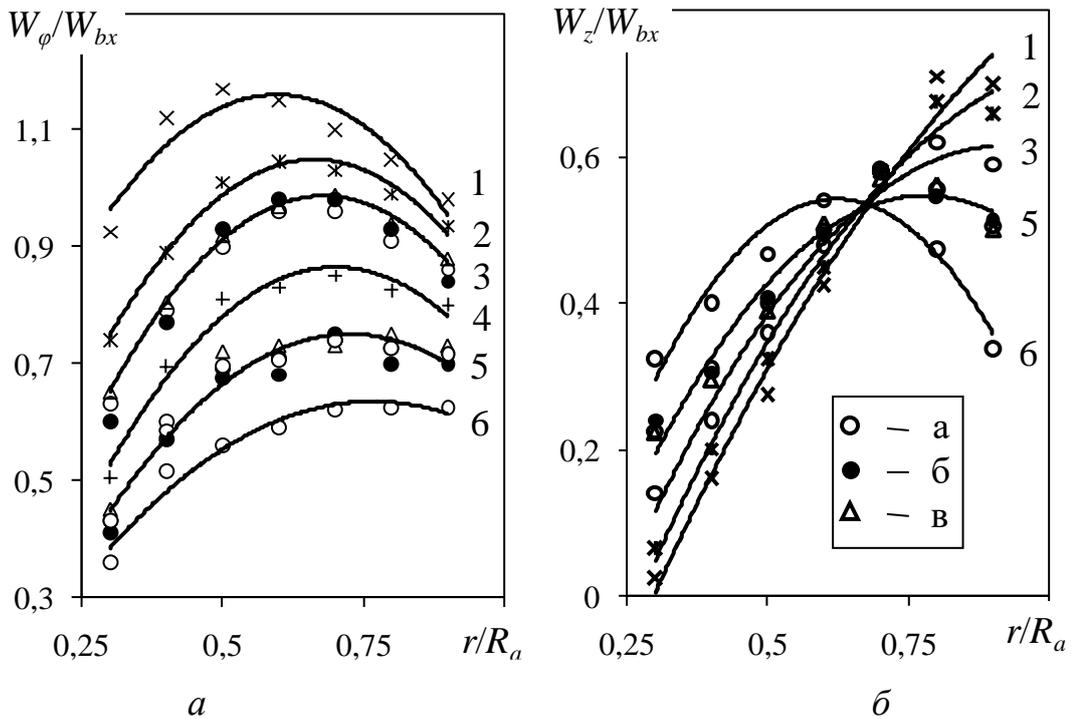


Рисунок 1.2 – Профили (а) тангенциальной, (б) осевой скорости двухфазного потока газа [42]: $D_a = 100$ мм; $l_{sw}/D_a = 2,85$; $A = W_{bx}/W_{cp} = 2,17$; скорость газа на входе в аппарат W_{bx} , м/с: а – 15; б – 20; в – 25; L_m/G_m , кг/кг: 1 – 0; 2 – 0,2; 3 – 0,4; 4 – 0,6; 5 – 0,8; 6 – 1,6

Снижение тангенциальной скорости газа можно оценить параметром [44]

$$\varepsilon = \frac{W_{\varphi R}}{W_{\varphi R}^0} = \frac{1}{1 + 1,158 L_m / G_m}. \quad (1.3)$$

где $W_{\varphi R}$ – тангенциальная составляющая скорости газа у кромки лопастей завихрителя на радиусе $r = R_a$; $W_{\varphi R}^0$ – тангенциальная составляющая газового потока на радиусе $r = R_a$ в условиях однофазного течения:

$$W_{\varphi R}^0 = \frac{G_m \cos \alpha_l}{2\pi R_a h \sin(\pi/n_l) \sin(\alpha_l + \pi/n_l)}, \quad (1.4)$$

где h – высота лопаток тангенциального завихрителя, м; n_l – число лопастей тангенциального завихрителя; α_l – угол наклона лопаток к плоскости, касательной к боковой поверхности завихрителя, °.

Снижать максимальную тангенциальную скорость может уменьшение диапазона высоты шероховатости стенки, в то время как ее увеличение увеличивает осевую скорость. Так, например, в циклонах с неоднородной шероховатостью падение давления ниже, они испытывают более низкие скорости эрозии, чем циклоны с гладкими стенками при всех массовых нагрузках [45].

В работе [46] представлены результаты исследования полей скоростей с образованием вихря диаметром $d_v = 12,2$ мм в потоке газа в пространстве между двух труб высотой 190 мм. Центр вихря несколько смещается относительно условно нулевой позиции $2r/d_v = 0$, причем, чем меньше скорость потока, тем это смещение больше, максимально 0,24 по оси ординат, 0,6 по оси абсцисс (рисунок 1.3).

Визуализация вихрей является хорошо изученной темой [47, 48]. В общем, вихри характеризуются закручиванием центров движения в потоке жидкости; однако этот процесс можно математически определить по-разному. Завихренность жидкости пропорциональна моменту количества движения жидких частиц, тензор инерции которых обладает сферической симметрией [2]. Классификации методов идентификации вихрей на основе пяти различных таксономий представлены в работе [49] с подробным описанием нескольких типичных методов. Все эти методы

можно разделить на три категории, т.е. галилеевы инварианты, лагранжевы инварианты и инварианты вращения.

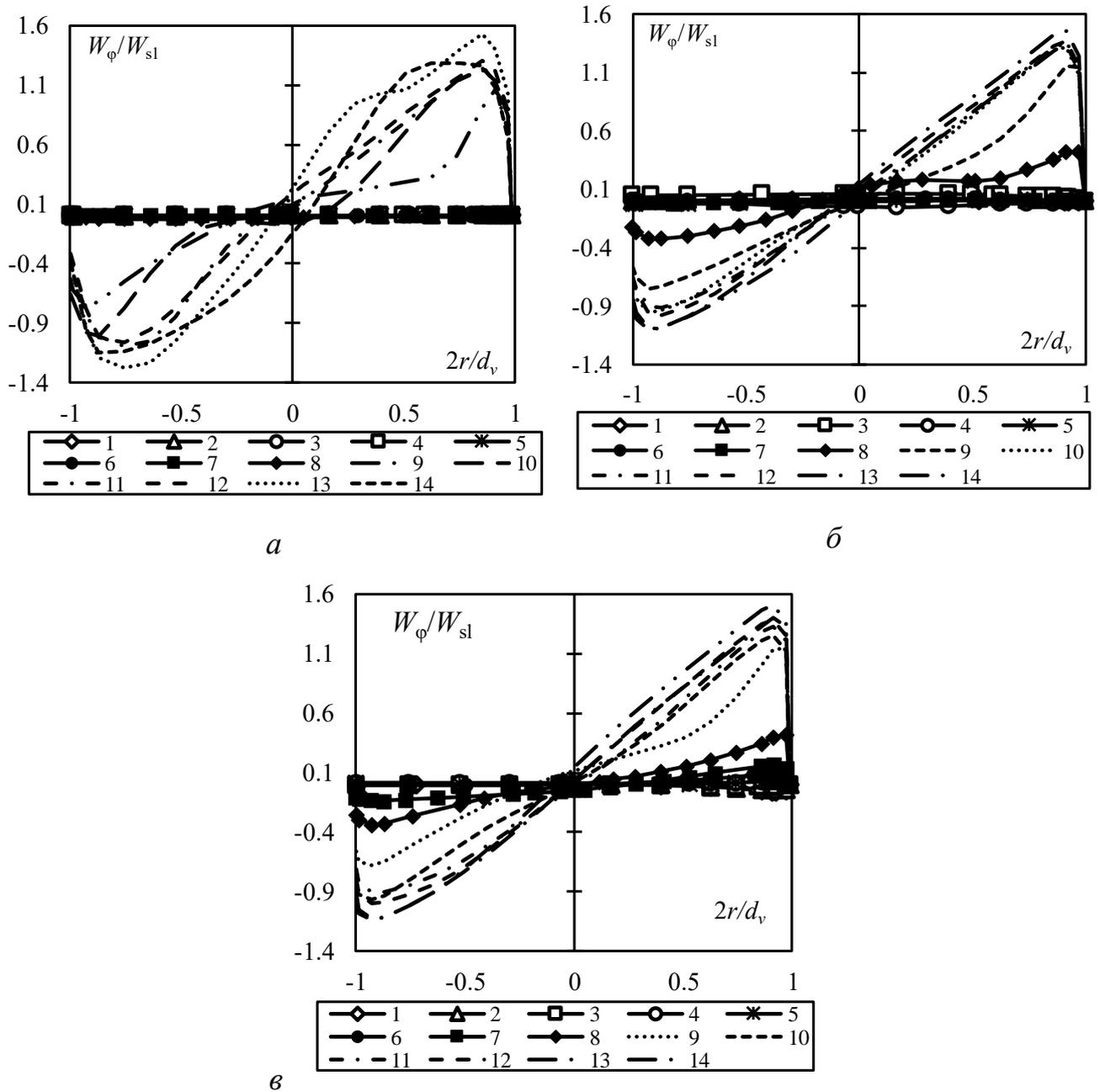


Рисунок 1.3 – Профили тангенциальной скорости в момент времени 0,1 с в области диаметральной линии вихря при высоте расположения вихря от основания классификатора h_{sw} , мм: 1 – 10; 2 – 20; 3 – 30; 4 – 40; 5 – 50; 6 – 60; 7 – 70; 8 – 80; 9 – 90; 10 – 100; 11 – 110; 12 – 120; 13 – 130; 14 – 140, при входной скорости газового потока 1 м/с (а); 5 м/с (б); 8 м/с (в)

Так, например, инвариант Галилея определяет инвариантные вихревые структуры при равноскоростном перемещении системы координат. Лагранжев

инвариант – это объективный метод, обеспечивающий согласованные результаты определения вихрей при любом плавном перемещении и повороте системы координат. Инвариантный к вращению фокус сосредоточен на вихре в потоке вокруг фиксированной оси, и он подходит для вращательного потока в цилиндрической координате с известным центром оси [50].

С приближением к круговому вихрю осевая составляющая скорости жидкости стремится к нулю, а окружная составляющая – стремится к своему пределу. Так, при движении к круговому вихрю расход закрученного потока стремится к нулю [39]

$$U_{\varphi} = 0,577 \sqrt{\frac{2(P - p_m)}{\rho_L}}, \quad (1.5)$$

где U_{φ} – окружная скорость жидкости, м/с; P – полный напор, полное давление, Па; p_m – давление на границе вихря, Па.

Результирующая скорость жидкости

$$U = \sqrt{2\varphi - 1}, \quad (1.6)$$

где φ – коэффициент живого сечения закрученного потока

$$\varphi = \frac{1}{4}(3A_R^2 + 4) \left[1 - \sqrt{1 - \frac{16(A_R^2 + 1)}{(3A_R^2 + 4)^2}} \right], \quad (1.7)$$

$A_R = U_{\varphi}/U_z$ – геометрическая характеристика закрученного потока, U_z – осевая составляющая скорости жидкости, м/с [39]

$$U_z = \sqrt{\frac{3\varphi - 2}{\varphi}}. \quad (1.8)$$

Коэффициент расхода закрученного потока несжимаемой жидкости [39]

$$\bar{m} = \sqrt{\varphi(3\varphi - 2)}. \quad (1.9)$$

Экспериментальное исследование движения капель жидкости в потоке газа осуществляется с помощью спектроскопии массового и ядерного магнитного резонанса [51] и визуализации частиц велосиметрии [52]. Эти подходы требуют, как дорогостоящего специализированного оборудования, так и очень трудоемкого

процесса анализа. Более того, прямое экспериментальное определение поля скорости и интенсивности циркуляционного течения внутри движущейся капли жидкости в потоке газа в настоящее время является нерешаемой задачей. Поэтому многие научные работы связаны с математическим и численным моделированием движения газодисперсных потоков на основе физических моделей гидродинамических и массообменных процессов химической технологии. Из-за турбулентной природы закрученных потоков его точное численное моделирование все еще является активной областью исследований. Вычислительная гидродинамика (CFD) является эффективным инструментом прогнозирования и проектирования потоков в технологическом оборудовании, она предоставляет полную информацию и позволяет изменять геометрию потока и условия системы без значительных затрат при относительно низкой стоимости и высокой скорости. Было предпринято несколько попыток смоделировать гидродинамику закрученных потоков. После этого результаты различных моделей были сопоставлены с экспериментальными данными, чтобы определить, какие из них применимы [53]. Исследование влияния режимных параметров работы устройств вихревого типа на дисперсный состав жидкости было проведено ранее, результаты представлены в работе [54], где показано, что частотный состав дисперсной фазы во вращающемся капельном слое устройств вихревого типа слабо зависит от режимных условий и в основном обусловлен ударным воздействием капель жидкости с лопастями завихрителя. В работе [55] было получено экспериментальное подтверждение правомерности использования логарифмически нормального распределения для описания дисперсного состава капель на входе в завихритель. Анализ дисперсного состава капель, пролетающих межлопаточные каналы завихрителя без взаимодействия с лопастями завихрителя, показал [56], что это явление характерно только для мелкодисперсных капель.

Авторами [57] установлено, что тангенциальная скорость увеличивается пропорционально радиусу в ядре и постепенно уменьшается во внешней области. Из этого следует, что вихрь в стояке сепараторов аналогичен вихрю Рэнкина, который имеет вынужденный вихрь в основной области и свободную вихревую

область во внешней области. Однако вихрь Рэнкина является однонаправленной моделью вихря вязкости. Вихрь Рэнкина не может отражать характеристики двунаправленного распределения осевых скоростей в сепараторе. Поэтому для описания свойств поля течения лопастного сепаратора вихревого типа необходима модель, способная отразить комбинацию вихревой и двунаправленной осевой скорости. Было разработано несколько моделей вихрей, похожих на вихрь Рэнкина. Вихрь Бюргерса представляет собой осевой растягивающийся вихрь, сочетающий в себе принудительный вихрь и свободный вихрь. Осевая скорость постоянна. Он пренебрегает дисперсией осевой скорости в радиальном направлении. Вихрь Салливана подразумевает, что осевая скорость изменяется пропорционально радиусу, а значения осевой скорости изменяются от отрицательной к положительной. Авторы [58] внесли некоторые улучшения в модель и вывели уравнение Брэгга-Хоторна для потоковой функции. Осевая скорость получается путем решения этого уравнения. Осевая скорость получается двунаправленной и хорошо согласуется со скоростью, полученной экспериментально в циклонах. Таким образом, существует возможность построения уравнения потока Брэгга-Хоторна для газа в стояках вихревых лопастных сепараторов для повышения точности скорости газа, а затем и точности модели эффективности сепарации [59].

1.3. Обзор конструкций вихревых аппаратов

В настоящее время известно большое количество конструктивных вариантов вихревых аппаратов. Известны способы формирования течений вязких сплошных сред, в том числе закрученных, в различных осесимметричных каналах, вихревых камерах и т.п. Одним из способов формирования вихреобразных течений является их генерация вращающимся диском, как в свободном объеме, так и в ограниченном объеме, этот способ описан в работах [41, 60, 61]. Закрутка потоков создается непосредственным вращением канала, использованием тангенциального подвода. Формирование потока происходит за счет принудительной подачи в такие устройства и каналы среды из питающего резервуара под действием избыточного

давления или за счет энергии, сообщаемой потоку всевозможными нагнетателями. Придание формируемым струям азимутальной (тангенциальной) скорости, обеспечивающей формирование закрученного потока, достигается в таких аппаратах ориентацией поверхностей, ограничивающих течение, или направлением питающих струй под произвольным углом по отношению к локальному радиусу закрученного течения [36]. Так, например, для формирования закрученных течений используются вихревые камеры или специальные аппараты с направляющими каналами, закручивающие поток в заданном рабочем объеме. При этом формы и профили обтекаемых поверхностей выбираются эмпирически и не связаны, как правило, с анализом уравнений гидродинамики. Потоки, формируемые способами и методами, описанными в работе [62], имеют повышенную турбулентность по сравнению с потоками той же производительности, но без закрутки. Так большая часть кинетической энергии расходуется на внутреннюю диссипацию, обусловленную вязкостью среды и дополнительными потерями в связи с турбулентными пульсациями формируемого закрученного потока, существенно превышающими потери при формировании не турбулентных (ламинарных) течений. Известно, что при тангенциальном вводе в аппарат (рисунок 1.4) поток закручивается и движется далее по спирали, при этом такая же крутка возникает при входе в аппарат с несимметричным профилем скорости даже в случае симметричного расположения входного сечения относительно оси аппарата. При этом равнодействующая динамических сил входной струи лежит в зоне больших скоростей [63].

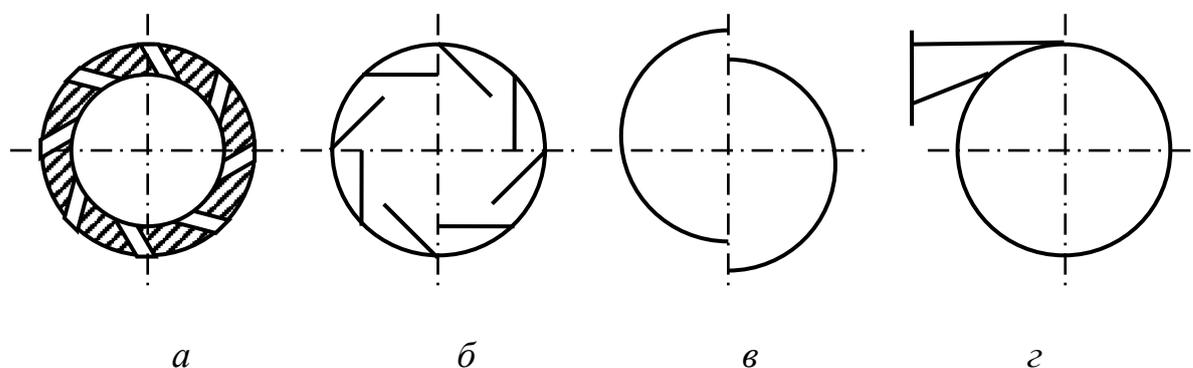


Рисунок 1.4 – Тангенциальные завихрители [64]: а) щелевой; б) лопастной; в) циклонный; з) тангенциальный вход

Закрученные потоки, создаваемые завихрителями различной структуры (рисунок 1.5), имеют различные характеристики. В предыдущих исследованиях изучалось влияние параметров конструкции, включая шаг завихрителя [65], угол лопасти [66, 67], диаметр ступицы [68] и число лопастей [69] на характеристики закрученного потока. Поворот завихрителя – ключевой параметр, влияющий на поведение закрученного потока [70] (рисунок 1.6).

Лопастные вихревые сепараторы отвечают за удаление более 80% жидкой фазы. Также другой задачей конструкции завихрителей является обеспечение инженерного решения, создающего меньшие потери давления, как например, представлено в разработке компании SHELL Internationale Research Maatschappij B.V. [71].

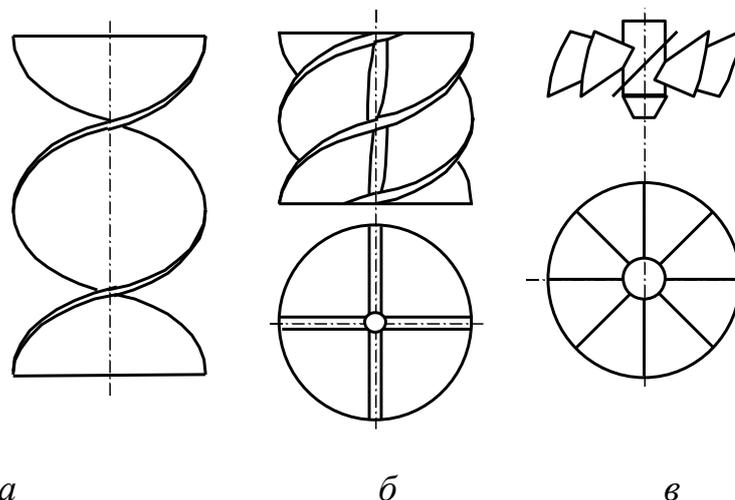


Рисунок 1.5 – Осевые завихрители [64]: а) двухзаходная спираль; б) многозаходная винтовая вставка; в) многолопастной осевой завихритель

Причем эффективность сепарации, определяемая как отношение массы воды, отделенной в нисходящем потоке, к массе воды, поступающей в сепаратор из входного отверстия сепаратора, существенно зависит от геометрических параметров лопастей завихрения, в том числе угла, ширины и высоты лопасти [72].

Установлено [73], что уменьшение диаметра ступицы и количества лопастей не снижает производительности сепаратора, уменьшение угла наклона лопастей ухудшает характеристики сепарации. Это происходит из-за уменьшения центробежной силы, т.е. уменьшения количества осевших капель. Улучшенный

завихритель с малым диаметром ступицы, уменьшенным числом лопастей и измененной формой лопастей эффективно снижает перепад давления, сохраняя при этом высокую производительность сепаратора.

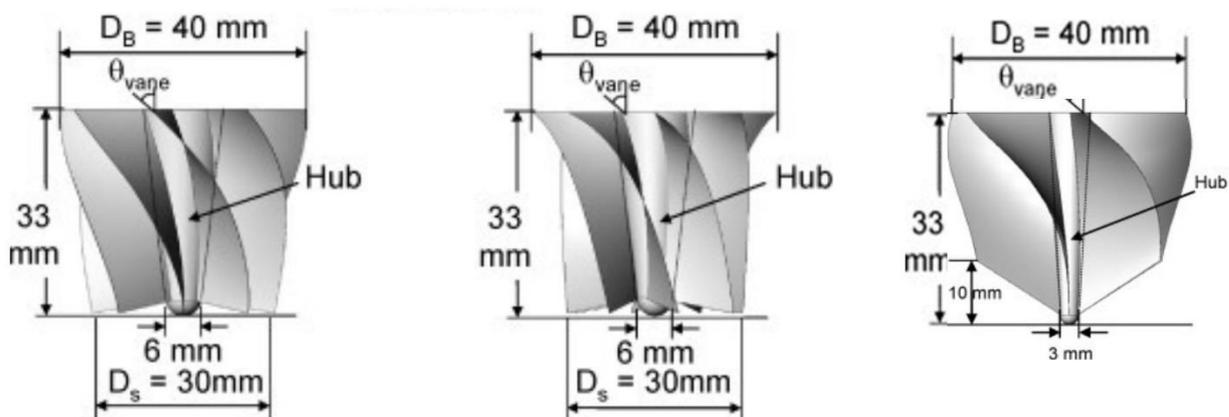


Рисунок 1.6 – Возможные конструктивные исполнения осевого завихрителя [73]

Увеличение диаметра капле приводит к повышению эффективности сепарации жидкости. Результаты также показывают, что на перепад давления сепаратора значительно влияют скорость воздуха и диаметр капле, а влияние скорости воды на перепад давления невелико [74]. Как видим, эффективная конструкция сепаратора крайне важна. В традиционных газожидкостных сепараторах часто используются более простые устройства для удаления тумана, такие как прокладки из проволочной сетки или пакеты лопастей, работающие по инерционному принципу. Эти обычные внутренние устройства имеют огромные размеры и в значительной степени вносят вклад в вес и громоздкость всей технологической системы. К сожалению, эти обычные гравитационные сепараторы и их ранее упомянутые внутренние устройства не всегда эффективны при разгрузке существующих установок для увеличения производительности [75]. Так, например, отделение пленочных нефтяных остатков эффективно можно осуществить с помощью вихревой сепарации, при которой процентное содержание воды в извлеченной фазе может быть менее 4%. Однако требуется большее внимание уделить выявлению путей интенсификации процесса и увеличения скорости восстановления водной среды.

Преимуществом использования встроенного по потоку завихрителя для разделения жидкости перед другими методами является простота установки и низкая стоимость. Однако требуется регулярное техническое обслуживание, т.к. устройства подвержены эрозии и часто отсоединяются от стенки трубы. При этом основным недостатком является низкая эффективность разделения при изменяющихся условиях потока на входе. Эффективность в основном зависит от стабильности сердцевины закрученной жидкости. При высоких скоростях повышенный сдвиг приведет к перемешиванию жидкости и превратит установку в смеситель [76]. Однако при низкой скорости центробежные силы могут быть недостаточно сильными, чтобы поддерживать активную зону [77].

При этом есть некоторые недостатки, отмеченные в работах [23, 78], ограничивающие применение центробежных сепараторов для разделения газа от жидкой фазы – это унос капель жидкости с газовым потоком, который не может быть ниже $10\text{--}15 \text{ мг/м}^3$, низкая эффективность сепарации капель жидкости диаметром менее 10 мкм , что в большей мере связано с неравномерным распределением газового потока по элементам, сложностью достижения равновесного потока газ–жидкость, высоким гидравлическим сопротивлением, процессом дробления капли, наличием вторичного уноса капельной жидкости, наличием сварного шва на прямоточном центробежном элементе, что приводит к разрыву жидкостной пленки и, как следствие, к уносу капель вместе с потоком газа [79].

Повысить эффективность сепарации возможно за счет удержания пленки на внутренней поверхности прямоточного центробежного элемента, что снизит вторичный унос жидкости.

Одним из наиболее эффективных параметров для достижения интенсификации теплопередачи при ударе струи является возбуждение потока на выходе из сопла и управление им (вихревые струи). Таким образом, поток из закрученного сопла эффективно изменял бы скорость распространения струи, интенсивность турбулентности и унос потока до столкновения струи с поверхностью мишени, кроме того, было обнаружено, что методы вихревого

потока значительно способствуют увеличению теплопередачи, в то время как оно сопровождается увеличением перепада давления [80]. Закрученная падающая струя вносит тангенциальную составляющую потока в основное направление воздушного потока, создавая спиралевидное движение тангенциальной составляющей, что приводит к закручиванию потока за счет ослабления осевого потока, особенно в точке застоя струи. Степень завихрения влияет на рост и затухание струи, а также на захват окружающего воздушного потока. Равномерность теплопередачи на поверхности удара из-за использования закрученных струй вызывает растущий спрос на приложения с высокой скоростью нагрева [81]. Когда вихревое движение приводит к тому, что пик теплового потока поддерживается в радиальном направлении от центра поверхности, это подчеркивает либо местоположение максимальной температуры потока, либо гидродинамику струи.

В промышленности широко распространены колонные аппараты с контактными устройствами, исследователи разработали множество таких конструкций и добились хороших результатов в их промышленном применении. Окончательной разработкой в этой области являются центробежные устройства, такие как тарелки с вихревыми элементами ConSep от Shell и Sulzer, Swirltube, ConSep Sulzer, Ultra-Frac, CoFlo, UOP SimulFlow [82, 83].

Известна вихревая тарелка, которая имеет завихритель в виде половинок цилиндра, сдвинутых относительно друг друга в радиальном направлении (рисунок 1.7). В нижней части под полотном тарелки располагается узел подвода жидкости, над тарелкой располагается зона контакта фаз, а после которой располагается зона сепарации в виде изогнутого металлического листа. При этом для лучшей сепарации выполнены в верхней части цилиндра прорези прямоугольной формы. Взаимодействие фаз осуществляется за счет диспергирования жидкости закрученным восходящим потоком пара или газа. Также внутри цилиндра может быть установлен турбулизатор потока [84].

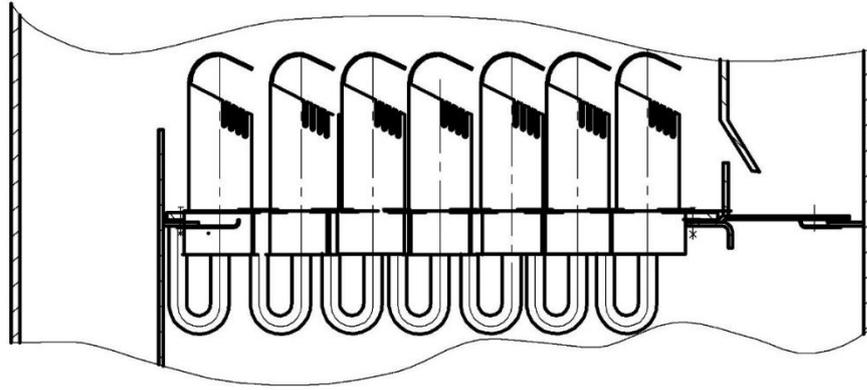


Рисунок 1.7 – Вихревая тарелка в продольном разрезе, скомпонованная в колонне [84]

Многоэлементные ступени уже давно используются для интенсификации процессов (рисунок 1.8). Преимуществом является то, что при равной производительности такие аппараты получаются в 1,5-2 раза меньшего диаметра, а также имеют в 1,5-3 раза меньшую массу, а именно, чем больше давление, тем второе преимущество становится более значительным [85].

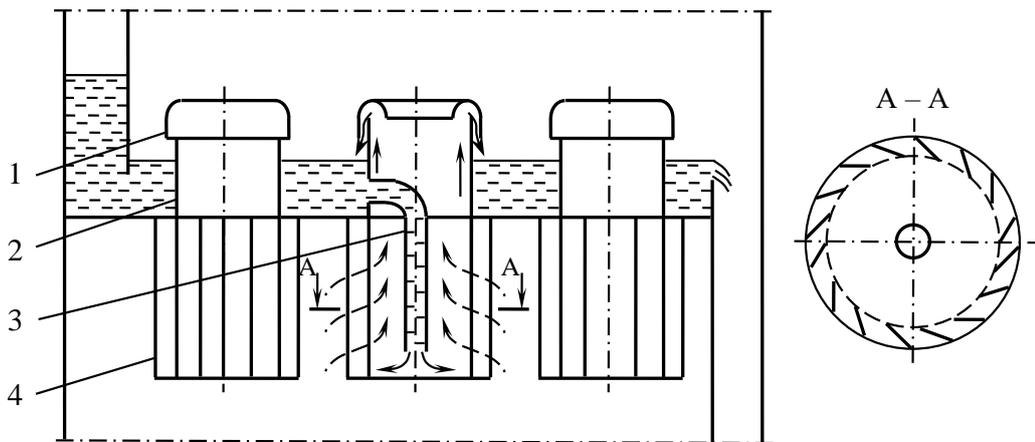


Рисунок 1.8 – Ступень с общим перетоком с прямоточно-вихревыми контактными устройствами: 1 – сепаратор, 2 – сепарационный цилиндр, 3 – патрубок подачи жидкости в элемент, 4 – тангенциальный завихритель [86]

Одним из недостатков контактного устройства может быть во время эксплуатации малая удельная площадь поверхности контакта между паром и жидкостью, поэтому для достижения заданной степени контакта необходимо интенсифицировать процесс, возможным вариантом которого может быть использование контактной тарелки (рисунок 1.9) для вихревых

теплообменных аппаратов [87], в которой происходит дополнительная турбулизация потока в кольцевом пространстве между внутренним цилиндром отбойника и контактными патрубками. Однако, как можно заметить, взаимодействие газа происходит только со стекающей жидкостью на ступени, что недостаточно эффективно и в результате приводит к увеличению числа тарелок, тем самым повышая металлоемкость колонны.

Аппарат для контактирования пара и жидкости со схожей конструкцией разработан компанией Universal Oil Products для нефтепереработки, газопереработки, нефтехимического производства [88]. Центробежная сила циркулирующего пара направляет жидкость, которую несет выходящий из выходного отверстия пар, к периферии резервуара, чтобы разделение пара и жидкости могло происходить в пространстве большого диаметра над выходным отверстием зоны контактирования (рисунок 1.10).

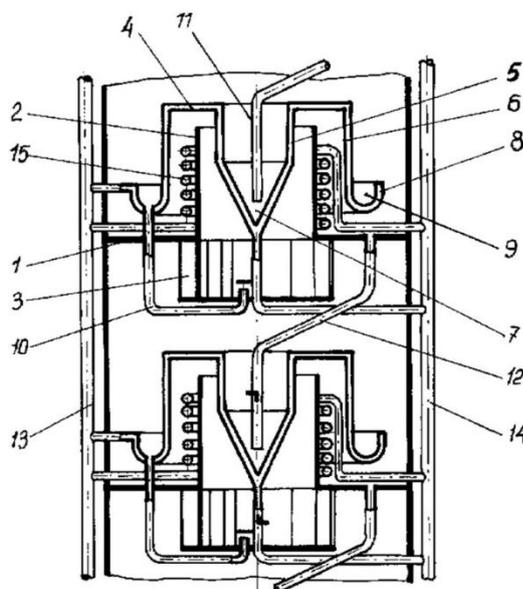


Рисунок 1.9 – Контактная тарелка в продольном разрезе, скомпонованная в аппарате: 1 – полотно, 2 – контактный патрубок, 3 – завихритель, 4 – отбойник, 5 – цилиндр внутренний, 6 – цилиндр внешний, 7 – полость, 8 – отбортовка, 9 – карман, 10 – трубка подвода жидкости, 11, 12 – патрубки подачи жидкости с одной ступени на другую, 13, 14 – система подачи теплоносителя

Из зоны контактирования каждой ступени жидкость выходит через соответствующие входные поверхности устройства для разделения пара и

жидкости. Затем отделенная жидкость выходит, предпочтительно, через нижние выходные поверхности, которые находятся в коммуникации с криволинейными наружными поверхностями, являющимися наружными относительно зоны контактирования и противоположными коническим внутренним поверхностям. В результате отделенная жидкость стекает вниз по криволинейным наружным поверхностям, над которыми имеется достаточное пространство для дополнительного отделения пузырьков пара, остающихся в этой жидкости. Кроме того, путь потока жидкости ограничен сливными стаканами для жидкости, на которых заканчиваются криволинейные наружные поверхности (рисунок 1.10).

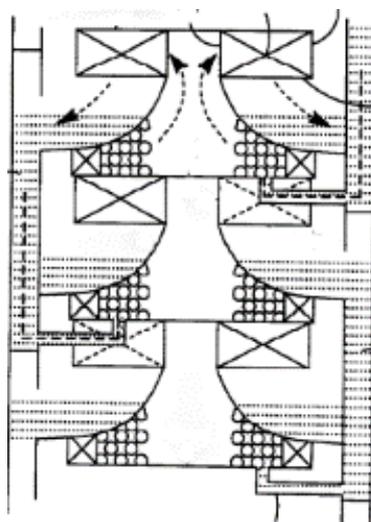


Рисунок 1.10 – Вихревая контактная ступень

Также известен аппарат для проведения физико-химических процессов в вихревом газовом потоке, он включает корпус 1, по высоте которого установлены тарелки 10 с вихревыми контактными устройствами 5, которые состоят из верхней перфорированной 6 и нижней 7 частей, тангенциальные трубы ввода взаимодействующих агентов 2 и вывода продуктов взаимодействия 11, 12, 13, соединяющие вышележащую тарелку с нижележащей, а также нижележащую тарелку с центром вихревого контактного устройства 5, коаксиальный цилиндр 14 с прорезями в нижней части (рисунок 1.11).

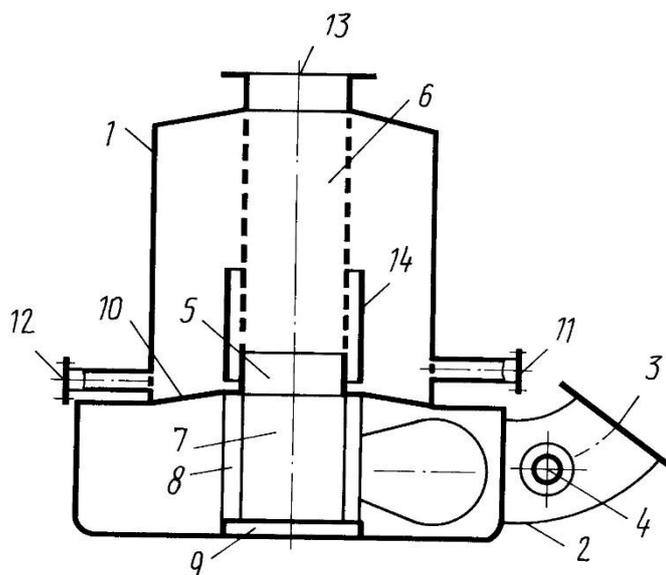


Рисунок 1.11 – Аппарат для проведения физико-химических процессов в вихревом газовом потоке [89]: 1 – корпус, 2 – тангенциальная труба для ввода взаимодействующих агентов, 3 – отверстие для ввода твердой фазы, 4 – отверстие для ввода жидкой фазы, 5 – вихревое контактное устройство, 6 – верхняя часть, 7 – нижняя часть, 8 – пластины, 9 – обечайка, 10 – тарелка, 11, 12, 13 – трубы вывода продуктов взаимодействия, 14 - коаксиальный цилиндр

Между дном корпуса 1 и вихревым контактным устройством 5 расположена обечайка 9 с высотой, равной 0,7 - 1,0 расстоянию между дном и нижним краем врезки, верхняя часть 6 контактного устройства 5 соединена с трубой вывода продуктов взаимодействия аппарата. При использовании данного аппарата продолжительность пребывания как жидкости, так и твердой фазы на каждой ступени возрастает в 10-15 раз. Одним из участвующих в гетерогенном процессе реагентов твердая фаза подается газовым потоком через отверстие 3, а другой жидкая фаза через отверстие 4. Слой разреженной суспензии на днище аппарата раскручивается под воздействием высокоскоростной газовой струи, входящей в отверстие 3 трубы 2. При этом уровень суспензии за счет действия центробежных эффектов вблизи стенок аппарата повышается по сравнению с уровнем, имевшим место до раскручивания под действием газового потока, и перекрывает отверстие 3 трубы 2. В результате этого диспергированная суспензия попадает в вихревое контактное устройство 5. Здесь внутри вихревого контактного

устройства образуется вращающийся кольцевой слой, пронизываемый газовым потоком, который постоянно ударяется о пластины 8.

При этом поверхность капель постоянно обновляется, а у твердых частиц резко снижается внешне-диффузионное сопротивление. Расположенная между днищем и нижней частью 7 вихревого контактного устройства обечайка 9 с высотой, равной 0,7-1,0 расстоянию между днищем и нижним краем врезки трубы ввода взаимодействующих агентов в корпус аппарата, позволяет в широких пределах регулировать подачу суспензии из днища аппарата в нижнюю часть этого контактного устройства. Далее суспензия попадает в верхнюю часть 6 контактного устройства 5, где в результате сепарации разделяется на жидкую и твердую фазу, при этом жидкость выводится из системы через трубу вывода 12, твердая фаза уносится потоком газа через трубу 13, через трубу 11 осуществляется рециркуляция жидкости в аппарате (рисунок 1.11).

Недостатком аппарата является отсутствие сепарационной зоны для отделения взаимодействующих фаз, газ уносит с собой твердые частицы из аппарата.

Аппарат со схожей конструкцией, имеющий тангенциальный вход и направляющие для поддержания вихревой структуры потока разработан авторами [90].

Аппарат для мокрой очистки газов содержит первый вертикальный цилиндрический корпус, в верхней части которого имеется тангенциально расположенный патрубок (рисунок 1.12). К внутренней боковой стенке первого вертикального корпуса прикреплено направляющее устройство, выполненное в виде ленточной спирали. Первый вертикальный цилиндрический корпус проходит через отверстие в верхней торцевой стенке второго вертикального цилиндрического корпуса и закреплен в указанном отверстии. Тангенциально расположенный патрубок находится снаружи над верхней торцевой стенкой второго вертикального цилиндрического корпуса. У первого корпуса имеется верхняя торцевая стенка, а нижняя торцевая стенка у него отсутствует. Внутри первого вертикального цилиндрического корпуса concentрично его продольной

оси симметрии установлена оросительная труба, содержащая форсунки, закрепленные на ее боковой стенке. Направляющее устройство, выполненное в виде ленточной спирали, прикреплено к внешней стенке оросительной трубы. Оросительная труба соединена с подводящим трубопроводом, проходящим через отверстие в боковой стенке второго вертикального цилиндрического корпуса и закрепленным в указанном отверстии.

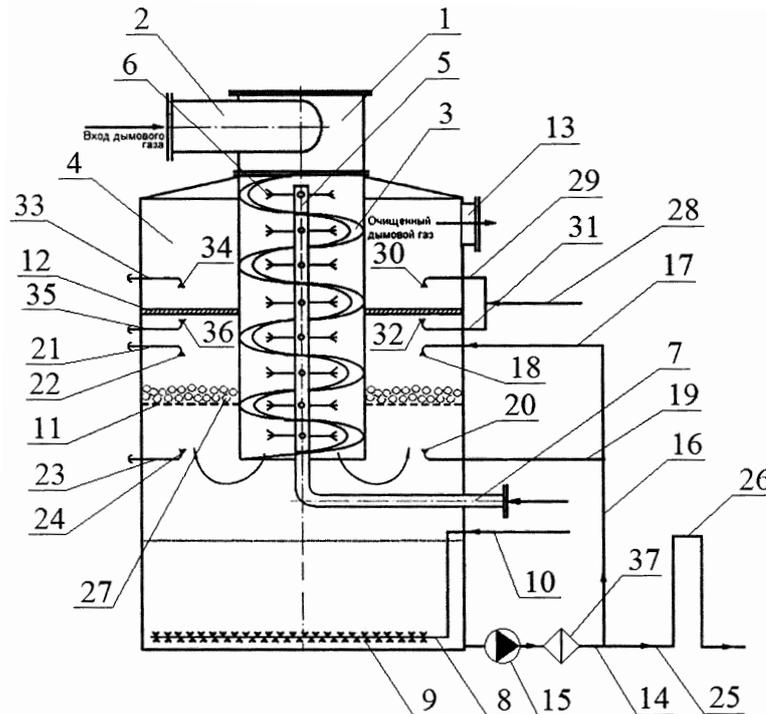


Рисунок 1.12 – Аппарат для двухступенчатой очистки газов с вихревой камерой и провальной тарелкой [90]: 1 – первый корпус; 2 – тангенциально расположенный патрубок; 3 – направляющее устройство; 4 – второй корпус; 5 – оросительная труба; 6 – форсунки; 7 – подводящий трубопровод; 8 – коллектор; 9, 20, 22, 24, 30, 32, 34, 36 – форсунки; 10 – трубопровод подачи воздуха; 11 – кольцевая провальная тарелка; 12 – кольцевой каплеуловитель; 13 – отводящий патрубок; 14 – трубопровод отвода жидкости; 15 – насос; 16 – трубопровод для рециркуляции; 17, 19, 21, 23, 28, 29, 31, 33, 35 – трубопровод; 18 – форсунки; 25, 26 – слив жидкости; 27 – крупнозернистая насадка; 37 – фильтр

В нижней части второго вертикального цилиндрического корпуса установлен коллектор, содержащий форсунки и соединенный с предназначенным для подачи воздуха трубопроводом, который проходит через отверстие в боковой стенке

второго вертикального цилиндрического корпуса и закреплен в указанном отверстии. Аппарат обеспечивает двухступенчатую очистку газа с противоположным направлением его потока; обеспечение более равномерного распределения очищающей жидкости по высоте оросительной трубы аппарата; и обеспечение частичной рециркуляции очищающей жидкости (рисунок 1.12).

Вращательное винтовое движение потоков теплоносителей в обоих каналах обеспечивает интенсивный теплообмен в устройстве, разработанном авторами патента [91] (рисунок 1.13). Однако ограничением использования такого аппарата является работа при прямотоке. В вихревом теплообменном аппарате, содержащем две смежные соосные вихревые камеры с входными и выходными патрубками, образованные тремя плоскими дисками и двумя цилиндрическими обечайками, в центре крайних дисков установлен вал, соединяющий первую вихревую камеру со второй.

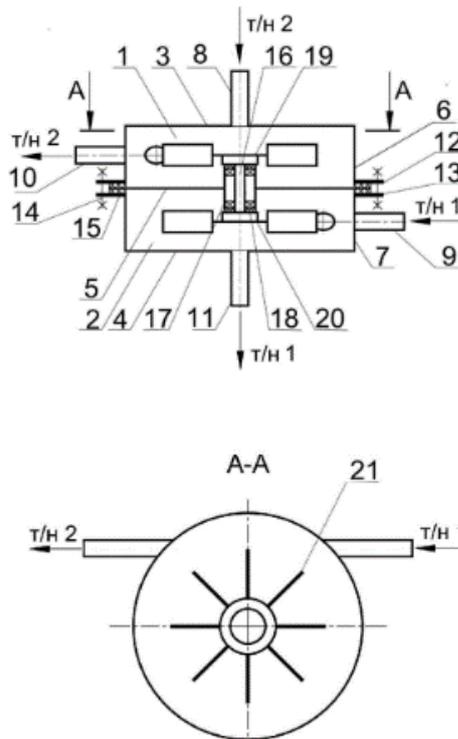


Рисунок 1.13 – Вихревой теплообменный аппарат [91]: 1, 2 – вихревая камера, 3, 4, 5 – плоские диски, 6, 7 – обечайки, 8, 9, 10, 11 – входные и выходные патрубки, 12, 13 – фланцы, 14 – шпильки, 15 – прокладки, 16 – вал, 17 – подшипниковый узел, 18 – уплотнитель, 19 – крыльчатка, 20 – активатор потока

Вал закреплён на среднем диске, оба конца вала снабжены крыльчатками, которые жестко закреплены на его концах, с возможностью выполнения функции турбинки или активатора потока. Достоинством является увеличение движущей силы процесса теплообмена, повышение эффективности теплообмена даже при низких расходах одного из теплоносителей, увеличение количества передаваемого тепла. Недостатком является сложность эксплуатации и обслуживания аппарата (рисунок 1.13).

Отрыв потока от стенки при изменении направления потока также приводит к образованию вихрей [63, 92]. Рассмотрим конструкцию вихревой камеры (рисунок 1.14) с несколькими ступенями контакта фаз для реализации процессов ректификации, дистилляции, абсорбции, десорбции, экстракции, охлаждения оборотной воды и пр. Высокая интенсивность контакта фаз обеспечивается за счет увеличения поверхности контакта в виде закрученных газожидкостных потоков, где взаимодействие осуществляется не только в пленке, но и в каплях.

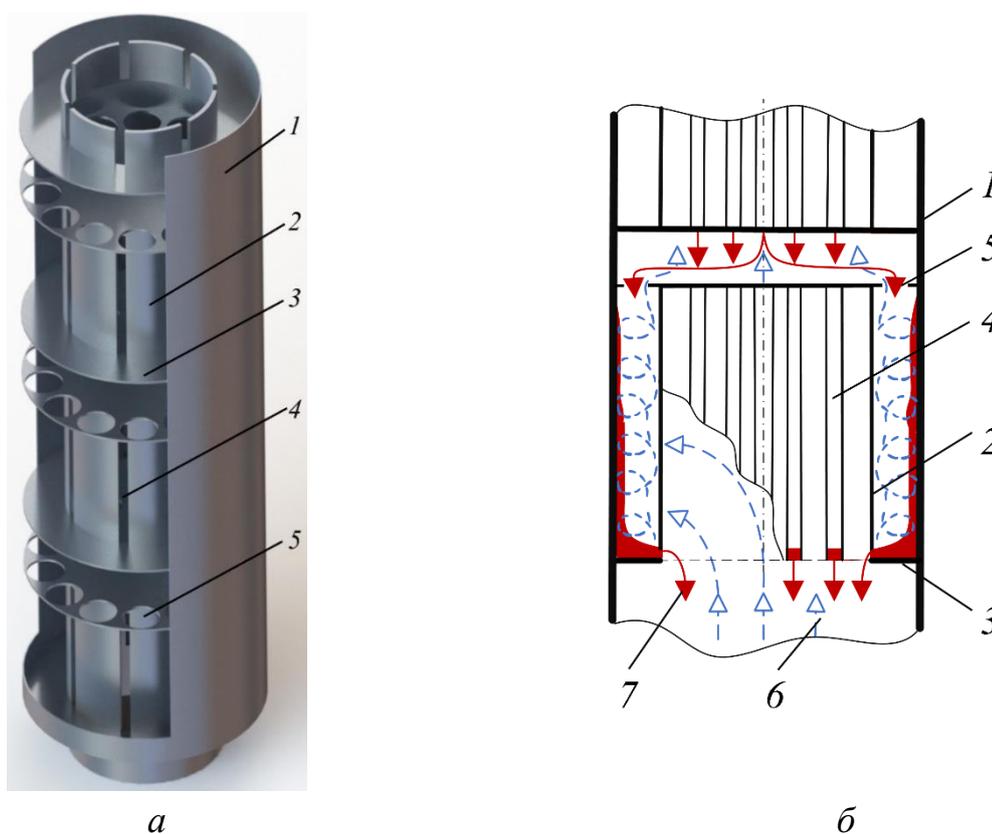


Рисунок 1.14 – Вихревая камера [93]: а) 3d вид, б) схема движения фаз на ступени: 1 – корпус; 2 – цилиндрический патрубок; 3 – основание; 4 – прорези; 5 – выход воздуха; 6 – поток воздуха; 7 – поток воды

При этом для реализации термических эффектов возможно дополнение конструкции вихревой камеры рубашкой (рисунок 1.15). С целью увеличения поверхности теплообмена в рубашку через патрубок подается промежуточный теплоноситель, поступающий снизу и отводящийся сверху через патрубок. Охлаждающая жидкость, находящаяся в рубашке, охлаждает газожидкостной поток через стенку, находящийся в кольцевом зазоре между внешним цилиндром и контактными патрубками.

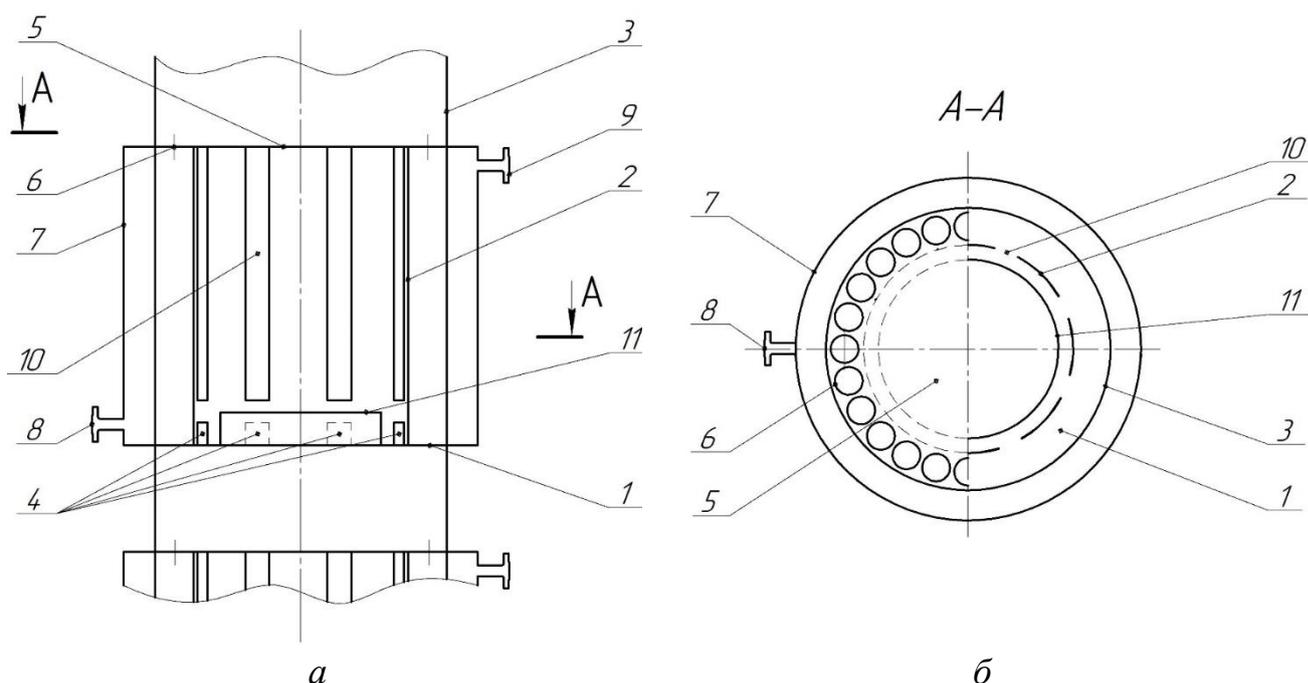


Рисунок 1.15 – Вихревое контактное устройство *а*) в продольном разрезе, *б*) поперечный разрез А-А [94]: 1 – полотно, 2 – контактный патрубок, 3 – внешний цилиндр, 4 – устройство отвода жидкости, 5 – отбойное устройство, 6 – отверстия для прохода пара/газа, 7 – рубашка, 8, 9 – патрубки подачи и отвода жидкости, 10 – прорези, 11 – гидрозатвор

Таким образом, значительно интенсифицируются процессы теплообмена, поверхность контакта фаз постоянно обновляется и увеличивается время контакта фаз. Высокие удельные тепловые потоки через стенку рубашки позволяют наиболее эффективно передавать теплоту охлаждающей жидкости в рубашке при конденсации паров в кольцевом пространстве [95, 96].

Возвратные течения в зонах отрыва возникают при отрыве от уступа, расположенного по потоку, в этой области формируются слои возвратного течения.

Известно вихревое устройство для конденсации, осушения и охлаждения газов (рисунок 1.16). Винтовые ребра поддерживают поток газа в закрученном состоянии по всей высоте аппарата. При этом конденсат, за счет центробежной силы, будет стремиться к периферии аппарата, скапливаясь на ребрах, легко отводится через патрубок из аппарата. Жидкость для охлаждения движется по пространству между корпусом аппарата и поверхностью ребер, в противотоке с газом. Достоинством аппарата этой конструкции является компактность, легкость создания высоких скоростей движения газа и, как следствие более высокие коэффициенты теплоотдачи при минимальных гидравлических сопротивлениях. При высоких скоростях газа возрастает влияние эффекта Ранка-Хильша, что повышает теплообменную эффективность аппарата.

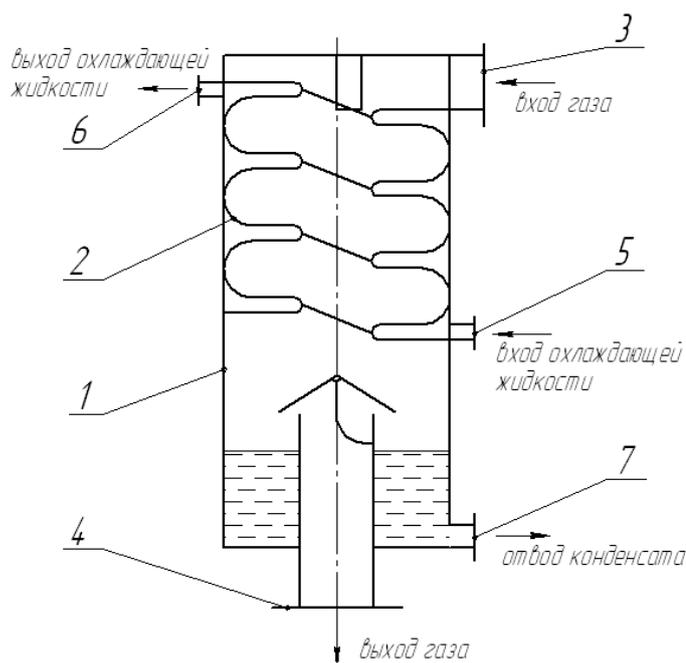


Рисунок 1.16 – Вихревое устройство с ребрами: 1 – корпус, 2 – винтовые ребра, 3, 4 – патрубки для входа и выхода газа, 5, 6 – патрубки для входа и выхода охлаждающей жидкости, 7 – патрубок для отвода конденсата [97]

Недостатком вихревого устройства с ребрами является ограниченная область применения, только для конденсации пара, а также сложность изготовления конструкции.

Рассмотрим циклоны (рисунок 1.17), они демонстрирует эффективную работу в различных условиях температуры и давления, а обширные испытания подтвердили его простоту, функциональность и стабильность в различных инженерных приложениях. Циклонный сепаратор обычно отделяет частицы размером более 10 мкм. Тем не менее, обычные циклоны часто имеют эффективность разделения ниже 90%, если размер частиц не превышает 25 мкм.

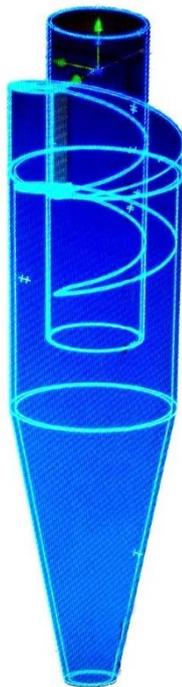


Рисунок 1.17 – Циклонный сепаратор

В типичном процессе разделения производительность циклонного сепаратора газовых частиц имеет первостепенное значение, также решающую роль оказывает эффективность улавливания частиц и перепад давления [98]. Эффективность очистки используется для оценки способности сепаратора отделять частицы, а перепад давления оценивает потери энергии, которые испытывает циклонный сепаратор при определенных рабочих условиях [99]. Течение потока внутри циклона состоит в основном из двух режимов течения – первый режим представляет собой внешнюю нисходящую спираль, а другой представляет собой внутреннюю восходящую спираль с меньшей скоростью и меньшим диаметром. Внешний нисходящий поток имеет большое значение, поскольку он отвечает за транспортировку твердых частиц к стенке циклона, в нем в основном преобладают

тангенциальная скорость и сильный сдвиг. Вторая составляющая скорости, которая играет основную роль в циклоне для обратного потока, представляет собой осевую составляющую скорости газового потока. Например, на транспортировку твердых частиц к вершине циклона влияет главным образом осевая скорость, а не сила гравитации. Во внешней вихревой области (пристеночная область) направление осевой скорости вниз и газ движется к вершине, а во внутренней вихревой области (пристеночная область) направление осевой скорости вверх и газ движется к вершине [100].

Наиболее широко известные циклоны отличаются типом используемого завихрителя – имеют тангенциальный вход или же осевые направляющие вставки (рисунок 1.4, 1.5). За исключением разной схемы направления входного потока и структуры входного потока, существенных различий в характеристиках внутреннего закрученного потока и его механизмах нет, однако за простотой конструкции лежит много проблем, связанных с нестабильностью, прецессией вихря и снижением эффективности сепарации. Несмотря на всесторонние и обширные исследования влияния различных геометрических параметров, определение оптимального сочетания всех этих параметров одновременно по-прежнему представляет собой проблему [101–103]. Всесторонний обзор последних достижений в области новых геометрических модификаций и оптимизации циклонных сепараторов газовых частиц представлен в работах [104, 105], некоторые исследователи внесли изменения в их внутренние конструкции или внедрили внешние вспомогательные устройства для изменения внутренних вихревых характеристик или управления движением частиц. Различные методы модификации были классифицированы в [105] по конфигурациям завихрителя, входа, корпуса циклона и пылеуловителя, и их потенциал был тщательно изучен с целью выдачи рекомендаций по использованию и дальнейшей модификации конструкций с точки зрения экономической целесообразности. Стоит отметить, что в промышленности большее применение нашли классические конструкции в виду простоты изготовления. С учетом сложности конструкции циклона, коммерческого потенциала, стоимости изготовления и возможности повышения

производительности обсуждается новая конструкция щелевого вихревого завихрителя, одним из существенных преимуществ которого является его способность смягчать укороченный поток в циклонных сепараторах. Эрозия стенок является еще одной важной проблемой и является основной причиной внеплановых остановок циклона [106].

Позднее циклонов были разработаны вихревые пылеуловители, предназначенные частично решить недостатки, присущие циклонам, а именно, улавливание частиц размером менее 5 мкм. Также среди достоинств широкий диапазон работы по газ и дисперсной фазе, меньшая энергоемкость. Обзор конструкций таких аппаратов вихревого типа представлен в работе [107]. При этом стоит отметить недостатки, связанные с необходимостью дополнительного дутьевого устройства для подачи вторичного газа, сложностью изготовления и эксплуатацией, отсутствием инженерных методов расчета из-за сложности протекающих в них процессов. Учитывая все это, их применение возможно лишь при большом содержании дисперсной фазы [108].

Для очистки газов мокрым способом может быть использована вихревая камера с коническим днищем (рисунок 1.18), на основе которой создается вихревой скруббер. Газ впрыскивается тангенциально в цилиндрическую камеру через множество входных щелей, расположенных на периферии аппарата. Газ покидает вихревую камеру через патрубок сверху, расположенный в центре. Внутри камеры за счет тангенциального впрыска газа образуется вихрь.

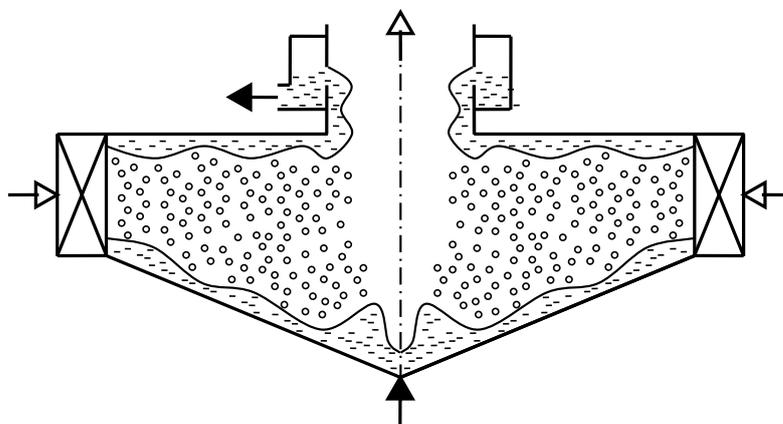


Рисунок 1.18 – Вихревая камера (вид сбоку в разрезе)

Как только жидкость впрыскивается в вихревую камеру, она дробится газом, и внутри вихревой камеры образуется вращающийся слой капель, заполняющий рабочую зону, который взаимодействует с частицами пыли в газе. Радиально направленная наружу центробежная сила действует на капли вследствие их вращательного движения. Капли также испытывают радиально направленную внутрь силу сопротивления газ-капли из-за движения газа от периферии к центру. Основной вклад в эффективность процесса очистки от твердых дисперсных частиц принадлежит механизму инерционного осаждения, в меньшей степени процессу перехвата частиц и диффузионного осаждения.

Анализ имеющихся конструкций показал, что проблема подбора аппарата для проведения конкретного промышленного процесса осложняется особенностями потоков с дисперсной средой (жидкой или твердой) [109]. Такие взвешенные дисперсные частицы представляют собой широко распространенные гетерогенные системы в промышленности, включающие смесь твердых и жидких частиц разных характеристик [110]. Частицы в газовых потоках настолько сильно различаются по размеру, плотности, форме, липкости, рассыпчатости, эрозионной способности, поверхностному заряду и другим характеристикам, что ни один метод разделения и ни один тип аппарата не подходит для обработки всего спектра дисперсной фазы. Так, например, центробежно-поперечная зона может быть создана в воздушном вихре классификатора. Подаваемые частицы поступают вместе с потоком воздуха через вихревые лопасти, которые создают винтовой поток. Профили лопастей должны быть такими, чтобы радиальная составляющая скорости воздуха везде исчезала. Частицы вращаются, дрейфуя радиально к стенкам камеры с зависящими от размера скоростями. Когда они одновременно движутся вдоль оси камеры, они достигают стены в разных местах. Более крупные частицы прибывают к стене быстрее; меньшие делают это дальше по осевому направлению. Камера сконструирована таким образом, что частицы медианного размера достигают периферии у ее края. Процесс разделения в зоне центробежного поперечного потока аналогичен процессу разделения в циклонах, поэтому эти устройства имеют сходные принципы конструкции.

Воздушная классификация начала свое развитие из двух источников: простой расширительной камеры и сепаратора Мамфорда и Муди, представленный на рисунке 1.19. В первом случае более крупные частицы выпадают из воздушного потока, поскольку его скорость уменьшается при расширении в большее пространство. Дефлекторы, лопасти или другие направляющие и ударные устройства были позже включены в расширительную камеру, чтобы изменить направление воздуха и обеспечить поверхности столкновения, чтобы выбить более крупные частицы.

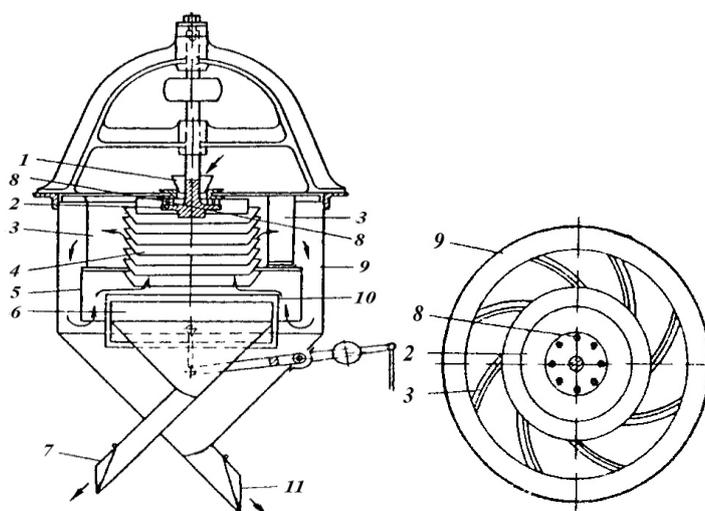


Рисунок 1.19 – Классификатор Мумфорда и Муди: 1 – загрузка; 2 – распределительная тарелка; 3 – колесо; 4 – камера разделения; 5 – кожух; 6 – камера крупного материала; 7 – выход крупного продукта; 8 – стержни; 9 – камера мелкого продукта; 10 – регулировочное кольцо; 11 – выход мелкого продукта [111]

Сепаратор Мамфорда-Муди, запатентованный в 1885 году, похож на вихрь Стертеванта. Твердые частицы подаются в восходящий поток воздуха с помощью вращающейся распределительной пластины, которая придает центробежную силу.

Более крупные частицы падают во внутренний конус; мелкие частицы поднимаются вверх под действием внутреннего вентилятора, отделяются от воздуха между лопастями в расширительной секции внешнего конуса и собираются на его дне. Воздух рециркулирует вверх к распределителю.

В отличие от машины Мамфорда-Муди, вихрь усиливает разделение дополнительным отбрасывающим устройством, которое выбивает большую часть оставшихся грубых частиц. Таким образом, вихрь включает в себя почти все функции, используемые в более поздних воздушных классификаторах [112].

Анализ аппаратов, использующих закрученные потоки, показал большое количество конструктивных вариантов их применения. Одни аппараты обладают высокой удельной пропускной способностью по газу, другие по жидкости, третьи предназначены для систем с повышенным содержанием твердой фазы, четвертые могут работать с мелкодисперсными частицами и т.д. При этом все они обладают рядом достоинств, что выгодно отличает их от аппаратов другого типа. Схема выбора таких аппаратов для целей очистки газов предложена в работе [109]. На основании проведенного сравнительного анализа параметров работы аппаратов вихревого типа с интенсивным взаимодействием фаз была создана следующая классификация аппаратов с учетом особенностей их применения по множеству признаков (таблица 1.1).

Таблица 1.1 – Классификация аппаратов вихревого типа

Характерные признаки	Варианты реализации
<i>1</i>	<i>2</i>
1. с одним вихрем	
1.1. Наличие вращающихся частей	<ul style="list-style-type: none"> • с вращающимися частями • без вращающихся частей
1.2. Распределение капель по размерам	<ul style="list-style-type: none"> • полидисперсный распыл • монодисперсный распыл
2. с множественными вихрями	
2.1. Вид ступеней	<ul style="list-style-type: none"> • одноэлементная • многоэлементная

1	2
2.2. Направление движения потоков в основной зоне контакта	<ul style="list-style-type: none"> • восходящий прямоток • нисходящий прямоток прямоточно-перекрестное движение
2.3. Организация движения частиц через устройство	<ul style="list-style-type: none"> • однократное • многократное
2.4. Способ ввода жидкости в зоне контакта	<ul style="list-style-type: none"> • осевой • тангенциальный • радиальный
2.5. Способ сепарации частиц	<ul style="list-style-type: none"> • центробежно-гравитационный • центробежный
2.6. Размещение завихрений	<ul style="list-style-type: none"> • в пристеночной области • в области модифицированных вставок
2.7. Конструкция корпуса	<ul style="list-style-type: none"> • цилиндрическая • прямоугольная • комбинированная

По-прежнему актуальной задачей является исследование внутренней структуры потока или распределения частиц для оптимизации времени пребывания, необходимого для реальных технологических процессов. Отметим, что турбулентные потоки могут быть непредсказуемыми и сложными для контроля, что затрудняет оптимизацию процессов сепарации. Высокая турбулентность может приводить к увеличению энергозатрат и износу оборудования. Среди большого разнообразия различных реализующихся режимов вихревого течения при мелкомасштабной турбулентности (турбулентные течения) существует крупномасштабная вихревая структура (одиночный вихрь). Причем, крупномасштабные вихревые структуры, возникающие в потоке, оказывают существенное влияние на технологические процессы, а также активно

взаимодействуют с конструкциями оборудования. Проведение всестороннего анализа рассматриваемых конструкций, несмотря на все преимущества показало, что при высокой степени крутки поток теряет устойчивость, что приводит к образованию вихревого ядра, которое может начать прецессировать, приобретая спиралевидную форму, создавать неравномерные потоки, что снижает общую эффективность процесса [113]. При этом, одиночные вихри могут быть менее эффективными в захвате и удержании частиц, особенно мелких, из-за ограниченного объема и времени взаимодействия в процессах сепарации многофазных сред и очистки газов в технологическом оборудовании. В большинстве случаев увеличение крутки потока влечет за собой значительное увеличение затрат на преодоление гидравлического сопротивления. Проблемой также является трудность повышения эффективности процесса сепарации при различии времен нахождения частиц разного размера в аппарате вихревого типа. Несмотря на широкое разнообразие закрученных течений и аппаратов вихревого типа в них реализуются в основном одиночные вихри большого масштаба и микровихри, присущие турбулентному режиму течения (рисунок 1.20).



Рисунок 1.20 – Масштабы вихрей

Настоящая работа посвящена разработке и исследованию оборудования, в котором реализуется режим течения с множественными упорядоченными минивихрями, масштаб которых занимает промежуточное положение между одиночными макровихрями и турбулентными микровихрями. Варьирование масштабов закрутки потока позволит значительным образом расширить реализуемые режимы вихревого течения. Создание в аппаратах мультивихревого

типа условий для формирования устойчивых множественных вихрей малого масштаба является наиболее перспективным с точки зрения повышения эффективного разделения многофазных сред и сокращения времени проведения этих процессов.

1.4. Постановка цели и задач исследования

На основании анализа достоинств и недостатков аппаратов вихревого типа были сформулированы основные требования, которые выдвигаются при разработке новых высокоэффективных аппаратов для реализации гидромеханических, тепло- и массообменных процессов – снижение гидравлического сопротивления, увеличение эффективности процесса, уменьшение массогабаритных размеров, снижение энергетических затрат при заданных начальных условиях. Кроме того, в настоящее время особо актуальным является разработка и внедрение импортозамещающих аппаратов на предприятиях РФ. Все это позволило выявить несколько подходов к решению проблемы, а также сформулировать цель работы и основные задачи исследования.

Использование мультивихревых течений в процессах сепарации многофазных сред в технологическом оборудовании и очистки газов предлагает несколько преимуществ по сравнению с традиционными подходами, основанными на одиночных вихрях или турбулентных потоках. Основные аспекты, которые делают этот подход актуальным и перспективным:

1. Повышенная эффективность сепарации: мультивихревые течения создают более сложные и контролируемые потоки, которые могут улучшить разделение частиц за счет увеличения времени взаимодействия частиц с потоком и повышения градиентов скорости.

2. Снижение гидравлического сопротивления: за счет более эффективного использования энергии для создания и поддержания вихревых структур, мультивихревые системы могут снизить общие энергозатраты по сравнению с системами, использующими одиночные вихри или турбулентные потоки.

3. Улучшенные массогабаритные характеристики: компактность мультивихревых систем позволяет уменьшить размеры оборудования, что особенно важно в условиях ограниченного пространства. Компактная конструкция сокращает расстояние от центра потока до стенки, что позволяет быстрее отсепарировать частицы.

4. Упорядоченная структура: Мультивихревые системы обеспечивают более равномерное распределение потоков и более стабильные условия для сепарации. Они позволяют увеличить центробежную силу за счет малых радиусов вихрей без увеличения входной скорости потока. Отсутствие необходимости увеличивать входную скорость потока как следствие снижает энергопотребление на 20–40%.

Таким образом, мультивихревые течения представляют собой перспективное направление для повышения эффективности процессов сепарации и классификации частиц, предлагая решения для преодоления ограничений традиционных подходов. Подходы к реализации: использование численных методов и моделирования для разработки и анализа мультивихревых систем, что позволяет предсказать поведение потоков и эффективность сепарации частиц из газового и жидкого потоков, очистки газов и др., проведение экспериментальных исследований для валидации моделей и определения предпочтительных параметров работы, разработка решений, которые могут быть интегрированы в существующие процессы и оборудование, минимизируя необходимость в полной замене инфраструктуры технологической установки предприятия.

Целью работы является разработка методологии совершенствования технологического оборудования, в котором реализуются мультивихревые течения, на основе экспериментальных исследований и численного моделирования гидродинамики и сепарации многофазных сред.

Для достижения этой цели были определены следующие задачи:

1. На основе анализа недостатков существующих аппаратов вихревого типа разработка новых подходов к реализации процессов и их конструктивному оформлению, заключающихся в создании течений с множественными вихрями малого масштаба.

2. Экспериментальное исследование гидравлического сопротивления разработанного мультивихревого классификатора частиц на созданной экспериментальной установке.

3. Теоретическое исследование поля скоростей и эффективности разделения частиц в мультивихревом классификаторе частиц.

4. Экспериментальное исследование перепада давления и эффективности процесса при сепарации частиц из газового и жидкого потоков в оборудовании, оснащённом модифицированными вставками различной геометрии.

5. Численное моделирование потоков в устройствах с модифицированными вставками для анализа течения сплошной фазы и траекторий дисперсных частиц с целью выявления зависимости эффективности сепарации от геометрических параметров оборудования и режимных параметров процесса.

6. Исследование и анализ гидравлического сопротивления разработанных блочных мультивихревых сепараторов при различных вариантах геометрического исполнения устройств и технологических режимов их работы для очистки газов от аэрозолей и липких частиц.

7. Теоретическое и экспериментальное исследование эффективности процесса очистки газов от аэрозолей и липких частиц в блочных мультивихревых сепараторах.

8. Создание инженерных методик расчета мультивихревых аппаратов для сепарации многофазных сред и очистки газов с использованием микровихрей.

9. Использование методов машинного обучения (Orange Data Mining) и написание кода на Python для анализа и обработки экспериментальных и численных данных, а также для оценки недостающих данных, связанных с процессами классификации и очистки.

10. Разработка реальных промышленных процессов классификации частиц, сепарации двухфазных потоков с использованием аппаратов мультивихревого типа.

11. Разработка и патентование конструкций мультивихревых аппаратов, их технико-экономическое обоснование и рекомендаций по внедрению

разработанных устройств на промышленных предприятиях.

1.5. Выводы по главе 1

В первой главе рассмотрены преимущества использования закрученных вихревых потоков для увеличения эффективности разделения и производительности аппаратов, анализ проблем, возникающих в процессе сепарации и классификации частиц известным оборудованием с одиночным вихрем или хаотичными турбулентными потоками, рассмотрены конструкции аппаратов вихревого типа. Существующие аппараты вихревого типа постоянно совершенствуются путем изменения конструктивных параметров, однако ключевые недостатки сохраняются в виду разнообразных особенностей потоков с дисперсной средой и отсутствия универсальных конструкций. Обозначены подходы к созданию процессов и проектированию аппаратов мультивихревого типа. Таким образом, мультивихревые течения представляют собой широкий класс явлений, занимающих промежуточное положение между простыми одиночными вихрями и развитой турбулентностью. Их изучение требует учета геометрии каналов, начальных условий и нелинейных эффектов в уравнениях гидродинамики. Эти решения обеспечивают более эффективное разделение частиц за счет создания множественных вихрей малого масштаба. Сонаправленные вихри создают более интенсивное вращение потока, что усиливает центробежную силу, действующую на частицы. При этом частицы быстрее оседают на стенках устройства, что повышает общую эффективность сепарации без увеличения входной скорости. Сонаправленные вихри стабилизируют поток, уменьшая неравномерность движения частиц, при этом приводят к сокращениям потерь энергии, что в свою очередь приводит к более предсказуемому и контролируемому процессу сепарации.

ГЛАВА 2. ПОДХОДЫ К МОДЕЛИРОВАНИЮ ЗАКРУЧЕННЫХ ОДНО- И МНОГОФАЗНЫХ ТЕЧЕНИЙ

2.1. Моделирование однофазных закрученных течений

Закрученные потоки жидкости стали объектом повышенного внимания ученых достаточно давно, и до настоящего времени это внимание не ослабевает. За период исследований опубликовано большое количество работ, связанных с описанием и моделированием закрученных течений. Первоначально к закрученным потокам применялась теория идеальной жидкости, т.е. жидкости, лишенной трения. Действительно, во многих практических случаях в закрученных течениях силы инерции значительно преобладают над силами вязкости, однако эта теория приводит к значительным искажениям реальности как в области оси симметрии закрученного потока, так и в непосредственной близости к твердым стенкам.

Первенство теоретического исследования закрученных течений принадлежит за рубежом итальянскому ученому Эудженио Бельтрами, а в России профессору Казанского университета Ипполиту Степановичу Громеке, которые во второй половине 19-го столетия независимо друг от друга разработали теорию винтовых и циркуляционных потоков [114, 115]. В результате решения уравнений вихревого течения невязкой жидкости в цилиндрической системе координат

$$\frac{\partial E}{\partial r} = 2(u_z \omega_r - u_\varphi \omega_z), \frac{\partial E}{r \partial \varphi} = 2(u_r \omega_z - u_z \omega_r), \frac{\partial E}{\partial z} = 2(u_\varphi \omega_r - u_r \omega_\varphi) \quad (2.1)$$

в предположении осесимметричного потенциального и не зависящего от координаты z течения жидкости, получено решение:

$$\frac{\partial(u_\varphi \cdot r)}{\partial r} = 0, \frac{\partial u_z}{\partial r} = 0, E = const. \quad (2.2)$$

Здесь E – полная энергия единицы массы жидкости, ω_i – компоненты вихря, u_i – компоненты скорости. Полученное решение указывает на постоянство по радиусу потока осевой составляющей скорости и циркуляции, а также постоянстве по всему потоку полной энергии жидкости. В частном случае винтового течения,

когда $\omega_r/u_r = \omega_\varphi/u_\varphi = \omega_z/u_z = \lambda/2$, и напряженность винтового движения λ постоянна и равна некоторой величине k выражения (2.2) преобразуются в

$$u_r = 0, ku_\varphi = \frac{\partial u_z}{\partial r}, ku_z = -\frac{1}{r} \frac{\partial(u_\varphi \cdot r)}{\partial r}. \quad (2.3)$$

Решение полученной системы представляют собой функции Бесселя первого рода.

Такой подход получил развитие в ряде работ, например, в [116], однако присущие ему недостатки, обсуждаемые в [114], еще во второй половине прошлого столетия ограничили его использование. В настоящее время теория Громеки – Бельтрами была успешно использована при исследовании влияния интенсивности завихренности потока и геометрических параметров канала на вихревую структуру закрученных течений при высоких числах Рейнольдса [117].

Модели, основывающиеся на закрученном течении идеальной жидкости [118, 119], основывающиеся на решении линейных дифференциальных уравнений эллиптического типа относительно функции тока и циркуляции, неверно интерпретируют природу специфических явлений, присущих закрученным потокам в их приосевой зоне, а в пристенной зоне приводят к выводам, аналогичным парадоксу Даламбера.

В отличие от указанных моделей струйная модель течения основывается на теории турбулентной струи и учитывает вязкие свойства жидкости. Одна из первых работ в этой области [120] посвящена исследованию течения ламинарной осесимметричной струи, затопленной той же жидкостью. Сама струя представлялась как пограничный слой с малым поперечным размером. Обзор подобных работ представлен в [121]. В литературе приведен ряд аналитических решений, выполненных для задачи течения закрученной ламинарной [122] и турбулентной [123] струи, ограниченной стенками канала. Решение таких задач существенно усложняется по сравнению со свободными струями наличием значительных вязких касательных напряжений и продольного градиента давления.

Быстрое развитие в конце 20-го века быстродействующей вычислительной технике открыло дорогу для широкого использования численных методов решения

задач течения закрученных потоков жидкости [124, 125]. Численные решения задач гидродинамики основываются на методах конечных разностей и конечных элементов.

В методе конечных разностей непрерывная область течения заменяется сеткой (дискретизация), а решение задачи находится только для узлов сетки. Дифференциальные операторы в дифференциальных уравнениях заменяются конечными разностями (алгебраизация), а сами дифференциальные уравнения заменяются нелинейными или линейными алгебраическими уравнениями для каждого узла сетки, связывающими параметры между собой искомые параметры в соседних узлах. Полученная система уравнений решается методами Зейделя или Гаусса.

При использовании метода конечных элементов (МКЭ) область течения разбивается на конечное количество элементов, в каждом из которых выбирается вид аппроксимирующей функции. Значения функций на границах элементов (в узлах) являются решением задачи и заранее неизвестны. Принимаются условия равенства значения соседних функций на границах между элементами и составляется система линейных алгебраических уравнений, число которых равно количеству неизвестных значений на границах элементов. Так как каждый из элементов связан с ограниченным количеством соседних, система линейных алгебраических уравнений является разреженной, что существенно упрощает её решение.

В настоящее время численные методы успешно применяются для расчета как свободных (не ограниченных стенками) закрученных однофазных течений, так и закрученных течений, ограниченных стенками. Так в [126–128] решаются задачи возникновения и поведения восходящих закрученных потоков, встречающихся в природе в виде торнадо, тропических циклонов и огненных вихрей.

Большое количество работ посвящено численному исследованию однофазных закрученных потоков в стесненных условиях. В работе [129] решалась задача возникновения турбулентности и распада вихря при закрученном течении воздуха в длинной трубе. В работах [130, 131] представлены результаты численных

исследований ламинарных и турбулентных закрученных течений в различных технических устройствах. Большое количество работ посвящено исследованиям аэродинамики высокоскоростного закрученного потока в вихревых трубах (Ранка-Хилша) [117, 132, 133].

Большая часть известных подходов к расчету турбулентных закрученных потоков являются полуэмпирическими, использующими в той или иной степени экспериментальные данные. Такие подходы условно можно разделить на две большие группы.

Первая группа полуэмпирических методов отказывается от решения дифференциальных уравнений движения ради использования интегральных условий сохранения, что требует использования дополнительной информации в виде экспериментальных данных по профилям скорости и давления [134].

Ко второй группе можно отнести методы, в которых строгие уравнения движения Рейнольдса упрощаются, путем введения соотношений, связывающих турбулентные касательные напряжения со скоростью потока. Наиболее простым методом является применение модели Буссинеска, когда тензор касательных напряжений заменяется турбулентной вязкостью, которая суммируется с динамическим коэффициентом вязкости в уравнениях сохранения импульса. Такой подход применен в ряде работ [135–137] и не показал удовлетворительного совпадения результатов расчета с опытными данными.

Имеющиеся в литературе уравнения для расчета коэффициента турбулентной вязкости для различных способов закрутки потока обобщаются в виде универсального уравнения в работе [138]

$$\frac{\mu_t}{\mu} = 1,78 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Re}^{0,93}. \quad (2.4)$$

Дальнейшее развитие эти методы получили в результате использования различных модификаций пути перемешивания. Теория пути перемешивания [60] предложена Л. Прандтлем в 1925 году и определяет путь, проходимый жидкой частицей перпендикулярно потоку, прежде чем он перемешается с другими жидкими образованиями и передаст им свой импульс. Одна из модификаций

получена Прандтлем для турбулентных напряжений в плоских криволинейных потоках при условии постоянства циркуляции тангенциальной скорости

$$\tau_{r\varphi} = \rho l^2 \frac{1}{r} \frac{\partial(u_\varphi r)}{\partial r}. \quad (2.5)$$

Здесь l – длина пути перемешивания, являющаяся функцией радиальной координаты. Автором работы [139] гипотеза подобия Кармана применена к задаче плоского двумерного криволинейного потока и получено

$$\tau_{r\varphi} = \rho l^2 r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{u_\varphi}{r} \right). \quad (2.6)$$

Обзор известных зависимостей представлен в работах [134, 140, 141].

К настоящему времени создано большое количество различных моделей турбулентности различной сложности и точности [142–145]. Все существующие в настоящее время модели расчета турбулентных течений можно разделить на три класса.

К первому классу относятся модели, базирующиеся на решении осредненных по Рейнольдсу уравнений Навье-Стокса с применением какой-либо полуэмпирической теории турбулентности. Такие модели получили за рубежом общее название – Reynolds Averaged Navier-Stokes (RANS). Осреднение уравнений Навье-Стокса предложено еще Осборном Рейнольдсом и впоследствии получило его имя. Период осреднения T предполагается достаточно большим по сравнению с временем существования вихревых неоднородностей и, вместе с тем, достаточно малым по сравнению с масштабом осредненного течения. Осреднение производится согласно зависимости

$$\bar{f}(t) = \frac{1}{2T} \int_{t-T}^{t+T} f(t) dt, \quad (2.7)$$

где f – осредняемая функция, t – время, а $2T$ – период осреднения.

Осредненные уравнения Навье-Стокса (уравнения RANS) в декартовых координатах имеют следующий вид:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_k)}{\partial x_k} = 0$$

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_k)}{\partial x_k} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_k}(\tau_{ik} + \tau_{t,ik}) \quad (2.8)$$

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_k H)}{\partial x_k} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left[u_i (\tau_{ik} + \tau_{t,ik}) - (q_k + q_{t,k}) \right]$$

$$\rho = \frac{pM}{RT}$$

Здесь x_i – декартовы координаты ($i = 1, 2, 3$); u_i – компоненты вектора скорости осредненного течения; $E = C_v T + u_k u_k / 2$ и $H = E + p/\rho$ – удельные полная энергия и полная энтальпия газа; T – температура; C_v и C_p – удельные теплоемкости при постоянном объеме и постоянном давлении; R – универсальная газовая постоянная; M – молекулярная масса, τ и q – компоненты тензора рейнольдсовых напряжений и вектора рейнольдсового (турбулентного) теплового потока. В уравнениях (2.8) и далее для простоты опущены знаки осреднения по времени и используется правило суммирования по повторяющимся индексам.

К RANS моделям относятся и наиболее простые методы, рассмотренные ранее по тексту, (2.4)–(2.6). Эти методы являются линейными, так как основываются на гипотезе Буссинеска о линейной связи между тензором рейнольдсовых напряжений и тензором скоростей деформации осредненной скорости течения. Несмотря на то, что это положение не имеет строгого теоретического обоснования и никогда не выполняется, расчеты, полученные с помощью моделей этого класса, дают приемлемую точность в инженерных задачах.

Среди огромного количества различных модификаций линейных моделей наиболее хорошо себя зарекомендовали:

- модель Спаларта – Алламараса (или SA модель);
- модель Ментера (Shear Stress Transport или SST модель).

Оригинальная версия модели Спаларта – Алламараса опубликована в 1992 году (SA-92) и содержит всего лишь одно дополнительное дифференциальное уравнение переноса модифицированной кинематической вязкости:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho\tilde{\nu})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_k \tilde{\nu})}{\partial x_k} = \rho P^\nu - \rho D^\nu + \\ + \left\{ \frac{\partial}{\partial x_k} \left[(\nu + \tilde{\nu}) \frac{\partial \tilde{\nu}}{\partial x_k} \right] + c_{b2} \left[\left(\frac{\partial \tilde{\nu}}{\partial x_k} \right) \left(\frac{\partial \tilde{\nu}}{\partial x_k} \right) \right] \right\} + \rho f_{t1} \Delta U^2, \end{aligned} \quad (2.9)$$

где $\tilde{\nu}$ – модифицированная кинематическая турбулентная вязкость, P^ν и D^ν – генерационный и диссипативный члены, последний член в уравнении – триггер ламинарно-турбулентного перехода.

За более чем тридцатилетнее использование модель практически не претерпела изменений, и только недавно были представлены модификации модели, в которых введены поправки на шероховатость, кривизну линий тока, вращение и сжимаемость.

Модель Ментера (SST-93) является симбиозом давно известных моделей: k - ε модели [146], которая отлично зарекомендовала себя при расчете свободных и струйных течений вдали от твердых стенок и k - ω модели [147], которая была создана для более точного описания пристенных пограничных слоев.

В k - ε модели уравнения движения приводятся к виду, в котором учитываются изменения двух параметров – кинетической энергии турбулентности k и диссипации турбулентности ε . Модель является двухпараметрической и включает два дополнительных уравнения переноса. Стандартная k - ε модель:

$$\begin{aligned} \frac{\partial k}{\partial t} + u_j \frac{\partial k}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + \tau_{ij} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - \varepsilon, \\ \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + u_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + c_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} \tau_{ij} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - c_{\varepsilon 2} \frac{\varepsilon^2}{k}, \end{aligned} \quad (2.10)$$

где c и σ – числовые коэффициенты. Недавняя версия k - ε модели предложена Яхотом и Орзагом в 1986 и использует технику, аналогичную теории ренормализованных групп (RNG k - ε модель). Сокращение RNG означает Random Number Generator (генератор случайных чисел).

k - ω модель Саффмена – Вилкокса основывается на модели турбулентности Колмогорова, где в качестве первого параметра выступает кинетическая энергия турбулентных пульсаций k , а вторым – удельная скорость диссипации ω . Связь последнего параметра с турбулентной кинематической вязкостью следующая: $\nu_t =$

k/ω . Модель претерпевала изменения 50 лет с того времени, когда впервые была предложена Колмогоровым и в последней версии Вилкокса (1998) выглядит как

$$\begin{aligned}\frac{\partial k}{\partial t} + u_j \frac{\partial k}{\partial x_j} &= \tau_{ij} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \frac{\partial}{\partial x_j} - \beta^* k \omega + \left[(\nu + \nu_t) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right], \\ \frac{\partial \omega}{\partial t} + u_j \frac{\partial \omega}{\partial x_j} &= \alpha \frac{\omega}{k} \tau_{ij} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - \beta \omega^2 \frac{\partial}{\partial x_j} \left[(\nu + \sigma \nu_t) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right].\end{aligned}\quad (2.11)$$

Здесь α, β, σ – числовые коэффициенты.

Ментер [148], учитывая достоинства и недостатки k - ε и k - ω моделей, предложил объединить их с использованием специально сконструированной для этого эмпирической функции F_1 , которая обеспечивает близость итоговой модели к модели k - ε вдали от твердых стенок и к модели k - ω в пристеночной части потока.

$$\begin{aligned}\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_k k)}{\partial x_k} &= \frac{\partial}{\partial x_k} \left[(\mu + \sigma_k \mu_t) \frac{\partial k}{\partial x_k} \right] + P_k - \beta^* \rho \omega k, \\ \frac{\partial(\rho \omega)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_k \omega)}{\partial x_k} &= \frac{\partial}{\partial x_k} \left[(\mu + \sigma_\omega \mu_t) \frac{\partial \omega}{\partial x_k} \right] + \gamma \frac{\rho}{\mu_t} P_k - \beta \rho \omega^2 + (1 - F_1) D_{k\omega}.\end{aligned}\quad (2.12)$$

где k – кинетическая энергия турбулентности; μ – динамическая вязкость; μ_t – турбулентная вязкость; P_k – генерация k за счет градиентов скорости; σ_k – константа диффузии; β^* – константа диссипации; ω – удельная скорость диссипации; $\sigma_\omega, \gamma, \beta$ – константы модели; F_1 – функция смещения; $D_{k\omega}$ – перекрестный диффузионный член.

Последний член в правой части уравнения переноса ω – так называемый член с перекрестной диффузией. Так же, как и модель SA, модель Ментера с 1993 года практически не претерпела никаких серьезных модификаций.

Следующим шагом в развитии подходов к описанию турбулентности можно считать нелинейные модели турбулентности, которые не основываются на гипотезе Буссинеска. Эти модели также можно разделить на две группы. К первой группе относят модели переноса рейнольдсовых напряжений (Reynolds Stress Transport Models – RSTM) или дифференциальные модели рейнольдсовых напряжений, а во вторую – алгебраические модели рейнольдсовых напряжений

(Algebraic Reynolds Stress Models – ARSM) и нелинейные модели турбулентной вязкости (Non-Linear Eddy Viscosity Models – NLEVM).

Модели переноса рейнольдсовых напряжений (RSTM) включают уравнения переноса всех элементов тензора турбулентных напряжений и успешно используются для расчета сложных турбулентных течений, хотя и не оправдали всех первоначально возлагавшихся на них надежд. Уравнения, выведенные для несжимаемой жидкости, имеют вид

$$\frac{\partial(\rho \overline{u_i u_j})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_k \overline{u_i u_j})}{\partial x_k} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\mu \frac{\partial(\overline{u_i u_j})}{\partial x_k} + D_{ijk} \right) + P_{ij} + \Phi_{ij} - \varepsilon_{ij}. \quad (2.13)$$

Входящие в уравнение слагаемые представляют: D_{ijk} – турбулентную диффузию рейнольдсовых напряжений, P_{ij} – генерацию этих напряжений, Φ_{ij} – порождение или диссипацию за счет корреляции пульсации давления и тензора скоростей деформаций, ε_{ij} – вязкую диссипацию. Для использования модели должна быть известна связь этих параметров с осредненными параметрами течения и тензором рейнольдсовых напряжений, что зачастую вызывает ряд физических проблем и трудностей вычисления.

Трудности, встречающиеся при использовании моделей RSTM, привели к созданию моделей, где уравнения переноса компонент тензора рейнольдсовых напряжений заменяются их алгебраическими аналогами (ARSM), или методами, где коэффициенты перед тензорными группами определяются эмпирически (NLEVM).

Второй класс включает методы прямого численного моделирования турбулентности (Direct Numerical Simulation – DNS), а также метод моделирования крупных вихрей (Large Eddy Simulation – LES) [149]. Первый из перечисленных методов базируется на непосредственном решении уравнений Навье-Стокса с разрешением вихрей всех масштабов без замыкания уравнений эмпирическими выражениями и требует соответственно огромных вычислительных ресурсов. Второй перечисленный метод приводит к решению тех же уравнений, только после их пространственной фильтрации, что позволяет значительно снизить требования

к вычислительным ресурсам, исключив ряд пространственных масштабов турбулентности.

Третий класс включает подходы, комбинирующие применение методов RANS и LES в различных областях течения. Для сложных турбулентных потоков существует гибридная модель RANS в областях пограничного слоя и LES в областях крупномасштабных вихрей – отсоединенного моделирования вихрей DES. Также другим вариантом компромисса между точностью и вычислительными затратами является модель SAS, которая самостоятельно адаптируется к локальным масштабам турбулентности.

Все перечисленные модели реализованы в настоящее время в вычислительных пакетах Autodesk Simulation CFD, CD-Adapco STAR-CCM+, FlowVision, Fluent, CFX или OpenFOAM.

2.2. Моделирование многофазных течений

Наличие дисперсной фазы в потоке приводит к резкому усложнению моделей, что связано с учетом всех элементарных актов взаимодействия фаз [150]. При этом форма представления дисперсной фазы и различные допущения могут привести к значительному рассогласованию расчетных и опытных данных. Проблемы и особенности изучения двухфазных потоков проанализированы в [151].

В [152] приводится классификация методов расчета простых одномерных двухфазных течений. На основании этого литературного источника, можно выделить гомогенное течение, раздельное течение и модели потока дрейфа.

Простейшим методом исследования многофазных течений является модель гомогенного течения, согласно которой течение представляется как течение однофазной среды (квазиконтинуума) с некоторыми средними свойствами. Эти свойства являются средневзвешенными и, как правило, не соответствуют свойствам отдельных фаз. Считается, что обмен импульсом, тепловой энергией, массой между фазами происходит мгновенно, если одна фаза тонко диспергирована в другой, и достигается равновесие. Тогда для описания течения

многофазной среды могут быть использованы уравнения однофазной гидродинамики. Такой метод во многих случаях, например, резкого ускорения и мгновенного вскипания, дает неверные результаты.

В модели раздельного течения для каждой фазы в отдельности записываются уравнения движения, сохранения энергии и массы, причем эти шесть уравнений решаются с условиями взаимодействия фаз друг с другом на границе их раздела и взаимодействия с твердой стенкой.

Модель потока дрейфа отличается от модели раздельного течения тем, что рассматривается не течение каждой из фаз, а течение одной фазы относительно другой. Теория потока дрейфа широко используется для расчета пузырьковых, снарядных и капельных течений газо-жидкостных систем, псевдооживленных слоев.

При численном расчете многофазных потоков возникают две преобладающие модели течения: модели Эйлера-Лагранжа и Эйлера-Эйлера [153]. Обычно при моделировании многофазного потока фаза с более высоким содержанием рассматривается как непрерывная фаза, в то время как фаза с относительно меньшим содержанием рассматривается как дисперсная фаза. Модель Эйлера-Лагранжа полезна при моделировании потоков жидкости, в которых концентрация дисперсной фазы остается ниже 0,1 [154]. Напротив, модель Эйлера-Эйлера обычно рассчитывает непрерывные двухфазные потоки и охватывает различные подмодели, такие как модели Эйлера, модель смеси (Mixture) и модель объема жидкости (VOF) [155]. Однако в процессе двухфазного разделения газа и жидкости возникают проблемы из-за отсутствия стабильной непрерывной границы раздела между газовой и жидкой (твердой) фазами. Это приводит к собиранию и, в конечном итоге, разрушению дисперсной фазы. Учитывая эти сложности, модели Эйлера и смеси более подходят для моделирования двухфазных потоков газа и жидкости и связанных с ними явлений разделения [156]. Если присутствуют частицы разного размера, которые по-разному взаимодействуют с потоком, необходимо решить набор уравнений для каждого класса размеров. Подход Эйлера-Эйлера часто используется при

моделировании барботажных колонн и псевдооживленных слоев, рассматривая газовую и твердую фазы как взаимопроникающие континуумы [157].

Лагранжевы методы также можно различать в зависимости от уровня связи между частицами и несущим потоком. Если объемная доля частиц достаточно мала, частицы не влияют на поток. Это так называемый режим односторонней связи. При более высоких объемных долях частиц присутствие частиц изменяет свойства потока, и необходимо учитывать двусторонние связи. При еще более высоких объемных долях столкновения между частицами влияют на результаты моделирования. Иногда это называют четырехсторонним взаимодействием. Для однородной изотропной турбулентности пределы применимости режимов одностороннего и двустороннего взаимодействия были предложены Элгобаши [158]. Одностороннее взаимодействие применимо только в разреженных потоках, где объемная доля (локальных) частиц ниже 10^{-5} . Тогда используют модель дискретной фазы, которая учитывает только те силы, которые оказывают существенное влияние на движение капли в численных расчетах [159]. При больших объемных долях частиц влиянием частиц на турбулентность больше нельзя пренебрегать и необходимо учитывать силу реакции частиц на поток. Это требует решения двух проблем. Во-первых, все выражения для гидродинамических сил, действующих на частицу, упомянутые выше, требуют знания скорости невозмущенной жидкости в положении частицы. Если учитывать влияние частиц на жидкость, то эта невозмущенная скорость непосредственно неизвестна. Бойвин и др. обсуждали этот вопрос [160] и утверждали, что разница между невозмущенной и возмущенной скоростью жидкости невелика, если диаметр частиц мал по сравнению с размером сетки. Если размер частиц или капель не превышает 50 мкм, то изменения в движении двухфазных потоков по сравнению с однофазными незначительны [161]. При объемной концентрации частиц 0,002 коэффициент сопротивления движению каждой частицы увеличивается на 1% [162].

В работе [163] для различных концентраций твердых частиц в потоке жидкости и разных размеров частиц сравнили модели сопротивления Гидаспоу

[157] и Батчелор [164]. Применительно к мелким частицам модель сопротивления Гидаспоу предсказывала лучшие результаты, чем Батчелор, в то время как последняя была более точной для более крупных частиц.

Во многих работах по моделированию двухфазных и многофазных течений используется представление о взаимопроникающих континуумах [165]. Для указанных континуумов, приведенных к полному объему течения, записываются уравнения сохранения импульса и массы с источниковыми (стоковыми) членами, учитывающими обмен фаз импульсом и массой между собой. При этом в уравнениях используются физические свойства сред, приведенные к их модифицированному объему.

В моделях многоскоростного континуума используются два главных допущения.

1. Размер дисперсных включений течения, т.е. размеры капель, пузырьков газа (пара), пор в пористых средах и т.д., значительно больше молекулярно-кинетических размеров (расстояний между молекулами, масштабов кристаллической решетки, длин свободного пробега молекул). Это означает, что дисперсные включения содержат в своем объеме большое количество молекул.

2. С другой стороны, размеры этих дисперсных включений пренебрежимо малы по сравнению с масштабом задачи, т.е. расстояниями, на которых средние параметры сред изменяются существенно.

В результате многоскоростной континуум представляет собой n континуумов, каждый из которых относится к соответствующей фазе или компоненту смеси, занимающих один и тот же объем. Для каждого континуума в каждой точке пространства определяется приведенная плотность среды ρ_i , представляющая собой массу среды данного континуума в единице объема среды, скорость u_i и другие параметры среды. Суммарная итоговая плотность среды и среднемассовая скорость среды определяются как

$$\rho = \sum_{i=1}^n \rho_i, \quad \rho u = \sum_{i=1}^n \rho_i u_i. \quad (2.14)$$

В некоторых задачах удобно воспользоваться диффузионной скоростью относительно центра масс среды:

$$w_i = u_i - u, \quad \sum_{i=1}^n w_i = 0. \quad (2.15)$$

Дифференциальное уравнение сохранения массы для каждой составляющей (континуума) имеет вид

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_i u_i = \sum_{j=1}^n J_{ji}, \quad (2.16)$$

где $\sum_{j=1}^n J_{ji}$ – сумма источников (стоков), характеризующих обмен массой данного континуума с другими j -ми континуумами. Уравнение сохранения массы для среды в целом имеет тот же вид, как и в случае односкоростной задачи.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot \rho u = 0. \quad (2.17)$$

Дифференциальная составляющая импульса для каждой фазы (континуума) запишется как

$$\rho_i \frac{d_i u_i}{dt} = \nabla^k \sigma^k_i + \rho_i g_i + \sum_{j=1}^n (P_{ji} - J_{ji} u_i). \quad (2.18)$$

Здесь $\frac{d_i}{dt}$ – субстанциональная производная для i -ой фазы (континуума), $\rho_i g_i$ – массовые силы для i -ой фазы, σ^k_i – составляющие тензора касательных напряжений, P_{ji} – источник (сток), характеризующий непосредственную передачу импульса от фазы к фазе в результате их взаимодействия.

Суммирование уравнений (2.18) для всех континуумов дает уравнение сохранения импульса в общем для среды.

$$\rho \frac{du}{dt} = \nabla^k \sigma^k + \rho g + \sum_{i=1}^n \nabla^k \cdot (\rho_i w^k_i w). \quad (2.19)$$

В отличие от уравнения сохранения массы, уравнение сохранения импульса для среды в целом зависит от относительного движения фаз (континуумов).

Соответственно, уравнение сохранения энергии для отдельных фаз (континуумов) и для всей среды могут быть записаны как

$$\rho_i \frac{d_i}{dt} \left(U_i + \frac{u_i^2}{2} \right) = \nabla \cdot (c_i - q_i) + \rho_i g_i \cdot u_i + \sum_{j=1}^n \left[E_{ji} - J_{ji} \left(U_i + \frac{u_i^2}{2} \right) \right], \quad (2.20)$$

$$\rho \frac{dE}{dt} + \sum_{i=1}^n \nabla^k (\rho_i w^k_i E_i) = \nabla^k \cdot (c_i^k - q_i^k) + \rho^k g^k u^k + \sum_{i=1}^n \rho_i g_i^k w_i^k. \quad (2.21)$$

Здесь U – внутренняя энергия, $E = U + \frac{u^2}{2} + \frac{1}{\rho} \sum_{i=1}^n \frac{\rho_i w_i^2}{2}$ – удельная полная энергия среды, c^k – вектор переноса механической энергии за счет работы внешних

поверхностных сил, q_i^k – вектор потока тепла, E_{ji} – источники (стоки), характеризующие обмен полной энергией между фазами (континуумами).

Источниковые (стоковые) члены, входящие в уравнения (2.16), (2.18) и (2.20), описывают межфазные взаимодействия, в частности силы, действующие между сплошной фазой и дисперсными включениями, теплообмен между фазами, фазовые переходы вещества и др. В большинстве практических случаев эти закономерности не могут быть получены теоретическим путем, и должны быть использованы эмпирические соотношения. Выражения для характеристики межфазных сил взаимодействия приведены в разделе 2.3.

Важным вопросом является возможность и предпочтительность применения той или иной модели турбулентности при численном моделировании двухфазных, в том числе закрученных потоков. Выбор подходящей модели турбулентности для описания законов движения хаотичного потока значительно повысит точность численных расчетов. Важной величиной в этом подходе является время релаксации частиц, время, необходимое частице для адаптации к локальному, мгновенному потоку. При очень малых значениях времени релаксации частиц скорость частиц в хорошем приближении равна локальной, мгновенной скорости жидкости. В этом случае частицы ведут себя как трассеры. При больших значениях времени релаксации частиц частицы не могут точно следовать за потоком без учета кинематического уравнения для частицы, кроме того, необходимо решить уравнение движения для скорости частиц, основанное на втором законе движения Ньютона. Лагранжевы методы могут иметь разный уровень детализации описания движения жидкости. Если, помимо детального обтекания каждой частицы, решаются все масштабы движения жидкости вплоть до масштаба Колмогорова, мы говорим о прямом численном моделировании (DNS) [166]. Сложность прямого численного моделирования обусловлена, прежде всего, тем, что нестационарные турбулентные течения характеризуются широким диапазоном пространственных и временных масштабов [167]. Модели турбулентности, используемые при разделении газа и жидкости, их описание, представлены в работе [168].

Роль модели турбулентности заключается в прогнозировании характеристик турбулентности и обеспечении основы для инженерного проектирования и научных исследований. Основным принцип моделирования турбулентности заключается в разложении турбулентности на вихри разных масштабов и последующем описании их взаимодействия с помощью математических формул [169]. Чтобы предсказать поведение турбулентности, эти формулы могут рассчитывать физические величины, такие как скорость турбулентности, давление, температура и т. д. Выбор подходящей модели турбулентности существенно повысит точность численных расчетов. Модель RNG k - ε [170] и модель крупных вихрей LES [171] могут быть применены для моделирования закрученных потоков. Причем доказано, что модель уравнения напряжений Рейнольдса RSM является оптимальным выбором, основанным на учете баланса между прогнозируемой точностью и стоимостью вычислений [172]. Метод моделирования больших вихрей (LES) превосходит RANS в точном прогнозировании динамики турбулентного перемешивания [173]. Стоит отметить, что эта модель имеет специфические допущения и может быть принята, если анизотропия турбулентного потока оказывает доминирующее влияние [174].

2.3. Моделирование многофазных дисперсных течений при малых концентрациях дисперсной фазы

Малая концентрация дисперсной фазы позволяет пренебречь ее влиянием на течение сплошной фазы. В этом случае, гидродинамическая задача может быть решена в 2 этапа. На первом этапе определяются профили скорости и давления сплошной фазы путем численного решения дифференциальных уравнений однофазной среды. При этом предполагается, что дисперсная фаза, имеющая массовую концентрацию 1/1000 и менее в дисперсном потоке, совершенно не влияет на течение сплошной фазы и его можно рассматривать как однофазное течение. На втором этапе решается задача движения одиночных частиц различных

размеров в рассчитанном на первом этапе поле скоростей и давлений сплошной фазы.

Движение частиц (капель) описывается выражением, представляющим 2-й закон Ньютона:

$$\frac{d\bar{u}_p}{dt} = \frac{\bar{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + \frac{\sum_{i=1}^n \bar{F}_i}{m_p} \quad (2.22)$$

где u_p – скорость частицы, ρ_p, ρ – соответственно, плотность частицы и среды, F_i – внешние активные силы, действующие на частицу, m_p – масса частицы (капли). Первое слагаемое в правой части уравнения (2.22) представляет собой ускорение, вызванное действием массовых сил. Во многих случаях (при движении частиц в газовой фазе) плотность среды пренебрежимо мала по сравнению с плотностью вещества дисперсной фазы, $\rho_p \gg \rho$. Тогда, выражение (2.22) преобразуется к виду [175]

$$\frac{d\bar{u}_p}{dt} = \bar{g} + \frac{\sum_{i=1}^n \bar{F}_i}{m_p}. \quad (2.23)$$

На частицу, двигающуюся внутри вихря и находящуюся на расстоянии r от его оси, причем скорость радиального движения частицы равна u_{pr} , а скорость окружного движения – $u_{p\varphi}$, действуют консервативные силы, вызванные самим криволинейным характером движения частицы, а именно центробежная сила и сила Кориолиса. Движение частиц внутри вихря опишется выражениями

$$\frac{du_{pr}}{dt} - \frac{u_{p\varphi}^2}{r} = \frac{\sum_{i=1}^n F_{ri}}{m_p}; \quad \frac{du_{p\varphi}}{dt} + \frac{u_{pr}u_{p\varphi}}{r} = \frac{\sum_{i=1}^n F_{\varphi i}}{m_p}, \quad (2.24)$$

где F_{ri} и $F_{\varphi i}$ – радиальные и окружные составляющие скорости частицы.

Кроме центробежной силы и силы Кориолиса значительное влияние на движение частиц (капель) оказывает сила аэродинамического сопротивления [176, 177]

$$\bar{F}_a = \xi_x S \frac{\rho |\bar{u} - \bar{u}_p| (\bar{u} - \bar{u}_p)}{2}, \quad (2.25)$$

где S – миделево сечение частицы (капли), ξ_x – коэффициент аэродинамического сопротивления, который может быть выражен через сумму двух составляющих [178] $\xi_x = \xi_a + \xi_\tau$, где нормальная составляющая ξ_a характеризует так называемое сопротивление формы, а тангенциальная составляющая ξ_τ – сопротивление трения. Для тел плохо обтекаемой формы, которыми в большинстве случаев являются дисперсные частицы и капли, сопротивлением трения можно пренебречь и учитывать только коэффициент ξ_a , который часто в литературе называют коэффициентом лобового сопротивления.

Для определения коэффициентов лобового сопротивления сферических тел используется кривая, определяющая их значения при различных числах Рейнольдса Re [177], и предложенная Джоном Уильямом Стреттом (лордом Рэлеем). Весь диапазон чисел Рейнольдса, представленный на графике можно условно разбить на 3 области.

Первая область $Re = 0-1$ относится к ламинарному обтеканию сферического тела и в пределах этой зоны коэффициент сопротивления линейно зависит от Re . Уравнение для этого режима обтекания впервые было получено теоретически Стоксом [177]

$$\xi_a = \frac{24}{Re} \quad (2.26)$$

и уточнено Озеевом [177]
$$\xi_a = \frac{24}{Re} \left(1 + \frac{3Re}{16} \right). \quad (2.27)$$

В дальнейшем различными авторами был получен ряд теоретических решений для малых чисел Рейнольдса [179], справедливых для $Re < 100$.

Вторая область относится к переходному режиму обтекания ($1 > Re > 1000$), который характеризуется нелинейной зависимостью коэффициента сопротивления от Re . Эта область представляет наибольший интерес при описании поведения дисперсной фазы в газообразной среде. Для определения коэффициентов сопротивления в этом диапазоне чисел Рейнольдса предложен ряд зависимостей, анализ точности которых приводится в работе [180]. Например, в

работе [181] величина коэффициента аэродинамического сопротивления одиночной капли сферической формы может быть рассчитана по формуле

$$\xi_a = \frac{K_1}{Re} + \frac{K_2}{Re^2} + K_3, \quad (2.28)$$

где K_1 , K_2 , K_3 – постоянные коэффициенты, определяемые в зависимости от значений Re .

Третья область турбулентного течения среды у поверхности сферы характеризуется автомодельностью значений коэффициента лобового сопротивления при изменении значений Re . Во всей области $\xi_a = 0,44$, кроме зоны кризиса обтекания при высоких значениях числа Рейнольдса, которая для задач, рассмотренных в рамках настоящего исследования, не имеет практического интереса.

Определить реальные размеры частиц довольно сложно, поскольку основная их масса включает в себя частицы неправильной геометрической формы. В связи с этим используется понятие эквивалентного диаметра, под которым понимают размер реальной частицы правильной формы a .

Часто для частиц неправильной формы при определении коэффициента сопротивления используют коэффициент формы Φ , который подставляется в выражение (2.25) и определяется для мелких частиц по зависимости [182]

$$\Phi = 0,843 \cdot \lg(\psi/0,065), \quad (2.29)$$

В случае, если форма капли жидкости отличается от сферической с учетом поправочных коэффициентов, зависящих от соотношения между вязкостью капли и среды, учитывающих циркуляцию жидкости внутри капли и деформацию или пульсацию ее поверхности, можно рассчитать коэффициент аэродинамического сопротивления [183]

$$\xi_a = \frac{8}{Re} \left[\frac{3\psi+2}{\psi+1} + \frac{Re}{16} \left(\frac{3\psi+2}{\psi+1} \right)^2 + \frac{1}{160} \left(\frac{3\psi+2}{\psi+1} \right)^3 Re^2 \ln \left(\frac{Re}{2} \right) + \dots \right], \quad (2.30)$$

где $\psi = \mu_o/\mu$, μ_o и μ – коэффициент динамической вязкости капли и среды, Па·с.

Приближенное выражение коэффициента сопротивления при разных значениях ψ , получено путем преобразования выражения (2.30) [184]

$$\xi_a = \frac{26,5}{\text{Re}^{0,74}} \left(\frac{(\psi+1,3)^2-0,5}{(\psi+1,3)(\psi+2)} \right). \quad (2.31)$$

Твердые частицы и капли жидкости могут двигаться в потоке ускоренно или замедленно, что является причиной появления новой, действующей на них, силы, связанной с нестационарным характером обтекания потоком частиц (капель). Эта сила, описываемая уравнением Бассе-Буссинеска-Озеена [177, 179, 185, 186], зависит как от предыстории движения частицы (капли), так и от предыстории обтекающего ее потока.

$$\bar{F}_t = \frac{3}{2} a^2 (\pi \rho \mu)^{1/2} \int_{t_0}^t \frac{du/dt - du_p/dt}{(t-t')^{1/2}} dt. \quad (2.32)$$

Здесь t и t_0 – текущий и начальный моменты времени, t' – время выхода частицы или капли на стационарный режим обтекания, a – диаметр частицы или капли, ρ, μ – соответственно, плотность и динамический коэффициент вязкости сплошной среды.

Движение частиц среды, движущейся с переменной скоростью, рассмотрено также в работах [187, 188]. Во многих практически важных случаях (например, течение газа с взвешенными частицами) плотность частиц намного больше плотности потока ($\rho_p/\rho \sim 10^3$). При этом силы, вызванные нестационарностью течения, оказываются пренебрежимо малыми [177] по сравнению с другими силами, действующими на частицу, и их с достаточной степенью точности можно не учитывать.

Касательные удары частиц о элементы конструкций оборудования, а также асимметрия их обтекания потоком среды, могут вызвать вращение частиц. При вращении частиц возникает новая сила, получившая название силы Магнуса [189]:

$$\bar{F}_\omega = [\bar{\omega}_p \times (\bar{u} - \bar{u}_p)] m_p, \quad (2.33)$$

где $\bar{\omega}_p$ – вектор угловой скорости вращения частицы. Вектор силы Магнуса направлен перпендикулярно векторам угловой скорости вращения частицы и относительной скорости частицы и среды. При высоких скоростях газа время контакта частиц и капель с несущим потоком мало и какое-либо устойчивое вращательное движение частиц (капель) развиться не успевает.

Получение достоверных результатов при интегрировании уравнений движения дисперсной фазы (частиц, капель или пузырьков) возможно только при учете большого количества силовых факторов. В литературе отмечены силы, оказывающие влияние на движение дисперсной фазы, и среди них уже описанные выше сила аэродинамического сопротивления, гравитационные силы, сила Магнуса, сила, вызванная нестационарным движением частиц, а также сила Сэффмена, термофоретическая сила, турбофоретическая сила, диффузиофоретическая сила, электростатическая сила и сила, действующая вблизи твердой стенки. Стоит отметить, что многие из упомянутых выше сил каким-либо образом содержат скорость несущей фазы, которая с одной стороны является случайной величиной в турбулентном потоке, а с другой стороны может иметь высокие пространственные градиенты и оказывать на частицы, имеющие конечные размеры, сдвиговые усилия.

Эффект воздействия сдвиговых напряжений на частицы создает подъемную силу Сэффмена [190]. Также подъемная сила может быть вызвана также вращением частиц, подъемной силой скольжения и силой Магнуса.

Авторы работы [191], используя гипотезу аддитивности плоских сечений, получили выражения для определения проекций этой силы в цилиндрической системе координат для сферической невращающейся частицы:

$$\begin{aligned}
 F_{\nabla r} &= \frac{\pi a_p^3}{6} \rho \left[\frac{\partial u_\varphi}{\partial r} (u_\varphi - u_{p\varphi}) - \frac{\partial u_r}{\partial z} (u_z - u_{pz}) + \frac{\partial u_z}{\partial r} (u_z - u_{pz}) \right], \\
 F_{\nabla \varphi} &= \frac{\pi a_p^3}{6} \rho \left[\frac{\partial u_\varphi}{\partial r} (u_z - u_{pz}) - \frac{\partial u_\varphi}{\partial r} (u_{zr} - u_{pr}) \right], \\
 F_{\nabla z} &= \frac{\pi a_p^3}{6} \rho \left[\frac{\partial u_r}{\partial z} (u_r - u_{pr}) - \frac{\partial u_z}{\partial r} (u_r - u_{pr}) + \frac{\partial u_\varphi}{\partial z} (u_\varphi - u_{p\varphi}) \right].
 \end{aligned} \tag{2.34}$$

Отношение подъемной силы к силе сопротивления зависит от скорости сдвига и диаметра частиц. Для частиц с малым диаметром и низкой инерцией этой силой можно пренебречь по сравнению с силой сопротивления [175]. Во многих исследованиях, в частности, для твердых частиц или капель в турбулентном потоке газа, отношение массовой плотности настолько велико, что необходимо учитывать только силу сопротивления и силу тяжести.

Аналогичная сила возникает при наличии пространственных градиентов давления в потоке. Она обусловлена разностью давлений в противоположных точках поверхности частицы и количественно может быть определена с помощью следующего уравнения:

$$\bar{F}_p = - \int_V \frac{\partial p}{\partial r} dV \bar{i}_r - \int_V \frac{\partial p}{\partial z} dV \bar{i}_z. \quad (2.35)$$

Здесь V – объем частицы (капли).

Однако следует учитывать, что градиенты статического давления даже в закрученных потоках сравнительно невелики и составляют по результатам измерений 10–40 Па/мм, что позволяет в большинстве случаев не учитывать силы, вызванные градиентом давления.

Как показали исследования [192] капли жидкости,двигающиеся в высокотемпературных газовых потоках, интенсивно испаряются, но отток пара с их поверхности неравномерен. Так отток пара с лобовой поверхности капли может в два раза превосходить отток пара с кормовой поверхности капли. Это явление приводит к появлению дополнительной силы, действующей на движущуюся каплю, – реактивной силы Мещерского:

$$F_M = \mp \left| \vartheta_p \left(u - u_p \frac{dm_p}{dt} \right) \right|, \quad (2.36)$$

где ϑ_p – коэффициент реактивности, рассчитываемый по зависимости

$$\vartheta_p = \frac{b(0,833+0,263Re^{0,5})}{(2+0,58Re^{0,5})Re^{0,5}}. \quad (2.37)$$

Здесь $b = \frac{\lambda(t_s-t)}{Q\rho_v\nu}$, λ , ν – соответственно, коэффициент теплопроводности и кинематический коэффициент вязкости газа, ρ_v – плотность насыщенного пара, t_s – температура на поверхности капли, Q – тепловой поток к поверхности капли.

Отмечено, что эта сила начинает оказывать заметное влияние на траекторию капли при температурах потока выше 500°C. В задачах, рассмотренных в настоящем исследовании, влияние реактивной силы Мещерского ограничивается величиной максимум 1% от суммарного влияния прочих сил.

В общем случае на движение частиц в потоке газа может оказывать влияние еще целый ряд факторов, таких как термофорез, световое давление, силы радиометрической и электростатической природы, турбулентные пульсации.

Термофоретические силы обусловлены тем, что молекулы газа сильнее бомбардируют частицу у более нагретой ее стороны, чем у более холодной, а их величина становится заметной лишь при движении частиц с диаметром менее 1 мкм.

Аналогичный вывод можно сделать относительно влияния давления светового излучения, электростатических сил и сил воздействия турбулентных пульсаций. Исследования Ли и Вана [193] подтвердили слабое влияние эффектов броуновского движения, термофоретической силы и подъемной силы Саффмана, которыми в практических случаях, рассмотренных далее, можно пренебречь.

Все описанные в главе 2 подходы к моделированию реализуются в современных программных комплексах, позволяющих выполнять численное моделирование сложных гидродинамических процессов. К настоящему времени разработано большое количество таких CFD комплексов, как STAR-CD, FlowVision, N3S, CFX, Fluent, FemLab, FEATFLOW и др. В последнее время широкое распространение получили программные комплексы от компании Ansys, успешно продвигающейся на рынке специализированных программных продуктов.

В настоящей работе моделирование гидродинамики разработанных устройств проводилось методами CFD-анализа, с применением программы Ansys Fluent [194–197], которая позволяет решать уравнения гидродинамики, такие, как уравнение движения жидкости Эйлера, уравнение Навье-Стокса, уравнение неразрывности и сплошности потока, уравнение материального и энергетического баланса методом конечных объемов.

В Ansys Fluent используется подход Эйлера-Лагранжа. Газовая фаза рассматривается как непрерывная (несущая) путем решения уравнений Навье-Стокса в координатах Эйлера, в то время как дисперсная фаза решается путем отслеживания большого количества частиц или капель в расчетном поле течения на микроскопическом уровне в координатах Лагранжа. Дисперсная фаза может

обмениваться импульсом, массой и энергией, однако она занимает небольшую долю объема, даже если допустима высокая массовая нагрузка. Траектории движения частиц и капель рассчитываются индивидуально с заданными интервалами. Для численного решения уравнений с частными производными используется метод сеток, при большом числе узлов становящийся громоздким. Более удобные итерационные методы решения рассмотрены в работе [198], где учитывается специфика систем и удобство реализации на компьютере. Для проведения расчетов создаются трехмерные модели устройств с заданной геометрией области течения. После этого в модуле Meshing эта область разбивается на отдельные элементы разного размера и количества, что определяется ограничениями по времени расчета и ресурсами компьютера. Валидация модели происходит путем сравнения результатов моделирования с экспериментальными данными.

Физическое моделирование разработанных устройств проводилось путем экспериментального исследования на экспериментальных установках, как правило, на среде воздух-вода. Детальное описание геометрических параметров и типоразмеров разработанных конструкций, расчетные области, описание расчетной сетки и граничных условий представлено в последующих главах диссертации.

2.4. Выводы по главе 2

За последние 5-10 лет значительный прогресс был достигнут в области численного моделирования и вычислительной гидродинамики (CFD), что позволило более точно предсказывать поведение закрученных потоков и оптимизировать конструкции аппаратов. Современные методы численного моделирования являются основным инструментом для исследований множественных вихрей малого масштаба, с помощью которых можно не только визуализировать сложные структуры потоков, но и учитывать влияние геометрии аппаратов, скорости и других факторов. Математическое описание многофазных

сред, содержащих дисперсные частицы, в контексте вычислительной гидродинамики обычно включает систему уравнений, которые описывают баланс массы, импульса, энергии для каждой фазы с учетом межфазных взаимодействий. Для многофазной вычислительной гидродинамики моделирование сепараторов основано на лагранжевом подходе, т.е. рассчитываются дискретные траектории частиц. Выбор модели турбулентности зависит от характера течения, геометрии устройства и вычислительных возможностей. Для стандартных инженерных задач применимы k - ϵ , k - ω модели, для высокоточных и сложных – RSM и LES, гибридные модели, оптимально сочетающие точность и вычислительные затраты – SST и DES.

Разработка новых конструкций мультивихревых устройств и их исследование улучшит существующие технологии процессов разделения, повысив эффективность. Эти аспекты подчеркивают важность комплексного подхода к изучению закрученных потоков и необходимость использования современных методов моделирования для достижения оптимальных результатов в инженерной практике.

ГЛАВА 3. СЕПАРАЦИЯ ЧАСТИЦ В МУЛЬТИВИХРЕВОМ УСТРОЙСТВЕ

3.1. Конструирование мультिवихревого классификатора-сепаратора

Сухая классификация широко используется во многих промышленных процессах. По сравнению с влажной классификацией при сухой классификации не требуется последующая сушка и обработка суспензией. Классификацию можно проводить в любом газе, но в подавляющем большинстве случаев используется воздух. Однако в особых условиях предпочтительны другие газы, например, азот или дымовые газы, если твердый материал является взрывоопасным. В настоящее время особый интерес представляет классификация мелкодисперсных частиц размером до 40 мкм. Это обусловлено интенсивным развитием химической и нефтехимической отраслей промышленности, в частности, разработкой новых химических компонентов, катализаторов, адсорбентов, которые для достижения необходимой эффективности в химических реакциях или технологических процессах должны представлять собой частицы малого размера. Одним из путей повышения эффективности классификации мелкодисперсных сыпучих материалов является усовершенствование классических и создание новых аппаратов разделения с низким гидравлическим сопротивлением. Изучением указанной проблемы занимается множество исследователей. В работе [199] разработан гидровихревой классификатор для разделения мелкодисперсного материала с граничным зерном от 0,5 до 5 мкм. В ходе проведения исследований получено, что классификация мелкодисперсных частиц зависит от медианного диаметра, геометрические параметры аппарата определяются энергетическими характеристиками гидровихревого аппарата и его производительностью. В статье [200] представлены исследования по модернизации классического центробежного классификатора с двумя верхними патрубками. Авторы работы предлагают опустить входные патрубки по высоте аппарата, проделав их в середине классификатора. Численные расчеты показали, что такой подход позволяет

улучшить структуру потока, вследствие чего снижается унос мелкодисперсных частиц в крупную фракцию, что было существенным недостатком с верхними входными патрубками. В работе [201] с помощью экспериментальных и вычислительных методов исследуются процессы разделения полидисперсных сферических частиц в лопастном смесителе.

В рамках исследования была разработана конструкция мультивихревого сепаратора с соосно расположенными трубами для разделения мелкодисперсного сыпучего материала. Упрощенная трехмерная модель устройства представлена на рисунке 3.1. Конструкция сепаратора включает следующие основные элементы: входной *1* и выходной *6* патрубки, внутренняя *3* цилиндрическая труба с проделанными круглыми отверстиями *4*, внешняя цилиндрическая труба *4*, решетка с круглыми отверстиями *2* и дно аппарата *5*. Следует отметить, что бункер устройства в упрощенной модели отсутствует. Это было сделано для упрощения расчетов при численном моделировании, результаты которых представлены в последующих подглавах 3.2-3.4. В реальной модели для прочности и исключения расшатывания составных элементов классификатора внутренняя *3* и внешняя *7* цилиндрические трубы привариваются к решетке с круглыми отверстиями *2*. Также сварка используется в месте контакта бункера и корпуса классификатора (рисунок 3.1).

Разделение мелкодисперсного сыпучего материала в сепараторе можно описать следующим образом: газовый поток, содержащий частицы материала, входит в устройство через входной патрубок *1*, после чего осуществляет движение по цилиндрической внутренней трубе *3*, при достижении газом уровня, на котором начинают располагаться круглые отверстия *4*, большая его часть в равных долях начинает осесимметричное движение в направлении к круглым отверстиям *4*. При повороте запыленного газового потока к отверстиям *4* наиболее крупные частицы выпадают из структуры потока и падают в бункер. При прохождении газа с частицами через круглые отверстия *4* начинает образовываться устойчивая вихревая зона в межтрубном пространстве устройства. При выходе струйки газа из круглого отверстия *4* она делится на две части, которые в равных долях

устремляются в противоположные относительно друг друга стороны. При этом каждое завихрение имеет точки контакта с соседними завихрениями, в которых вектора скорости сонаправлены, что позволяет завихрениям поддерживать друг друга.

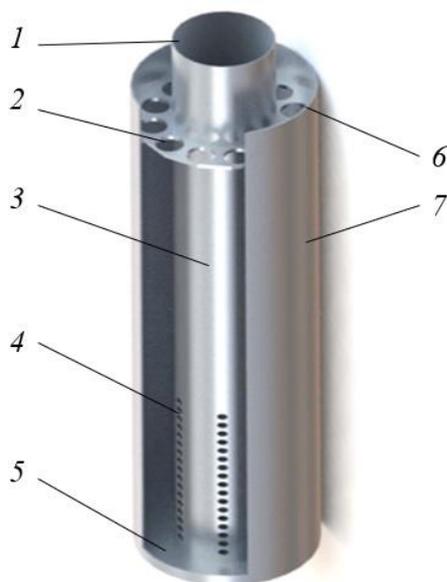


Рисунок 3.1 – Внешний вид мультивихревого сепаратора в разрезе : 1 – вход; 2 – разделительная перегородка; 3 – центральная труба; 4 – отверстия; 5 – днище; 6 – выход; 7 – корпус

За счет конструктивных особенностей мультивихревого сепаратора каждая струйка газа образует завихрение. Таким образом, при выходе газового потока из каждой серии круглых отверстий 4 по высоте образуются по 2 завихрения. Важной особенностью является то, что каждое завихрение не накладывается на соседнее, а имеет несколько точек соприкосновения, в которых вектора скорости сонаправлены, что позволяет поддерживать структуру потока в межтрубном пространстве. Далее завихрения поднимаются по направлению к выходному отверстию 6 и проходят через решетку с круглыми отверстиями 2. Сепарация мелкодисперсных частиц сыпучего материала осуществляется в межтрубном пространстве за счет действия на запыленный газовый поток центробежных сил. При выбивании мелкодисперсных частиц из газа они падают в бункер сепаратора, который представлен на рисунке 3.2. При увеличении, либо уменьшении межтрубного пространства мультивихревого сепаратора диаметр вихрей, которые

создаются в этом пространстве, изменяется. Причем при определенных конструктивных параметрах сепарационной зоны, организованной в межтрубном пространстве, есть вероятность, что вихри «разваливаются», что сказывается на гидродинамике потока, создается множество хаотичных потоков, которые разрушают транспортные каналы.

Вследствие образования в межтрубном пространстве вихрей, это может отразиться на частичном уносе восходящим потоком отсепарированных частиц. Наличие многорядных сепарационных наклонных пластин в межтрубном пространстве предназначено для решения указанной проблемы. Пластины закреплены по всей высоте сепарационной зоны межтрубного пространства на расстоянии 10–30 мм друг от друга по вертикали и закрепленных на равноудаленных вертикальных шпильках, что позволяет снизить унос мелко- и среднedisперсных твердых частиц восходящим потоком газа (рисунок 3.2).

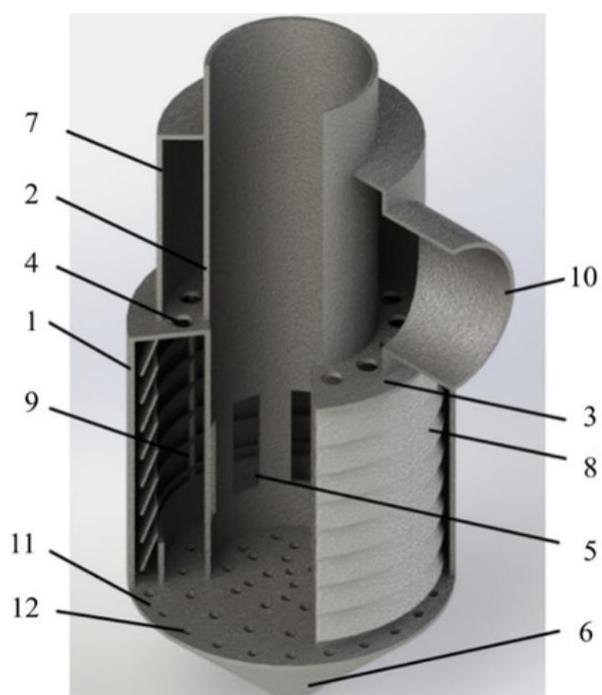


Рисунок 3.2 – Внешний вид мультивихревого сепаратора с наклонными пластинами в межтрубном пространстве [202]: 1 – корпус; 2 – осевая труба входа газопылевого потока; 3 – разделительная перегородка; 4 – отверстия радиальные; 5 – прямоугольные прорезы; 6 – приемный бункер; 7 – осевая труба; 8 – сепарационные наклонные пластины; 9 – шпильки; 10 – выхлопной патрубок; 11 – днище; 12 – круглые отверстия

При этом конструкция сепаратора (рисунок 3.2) дополняется патрубками подачи и отвода газового потока, а также бункером для сбора уловленных частиц, отверстия в нижней части внутренней трубы заменены на прямоугольные прорези. Каждая прорезь прямоугольной формы, выполненная в нижней части внутренней трубы, формирует два равномерных вихревых потока, вращающихся в небольшом кольцевом зазоре с малыми радиусами вихрей. Это позволяет создавать высокие значения центробежных сил в устройстве при относительно невысоких скоростях газопылевого потока.

Для классификации мелкодисперсного сыпучего материала с граничным размером 30–40 мкм разработана конструкция мультивихревого классификатора с соосно расположенными трубами (рисунок 3.3). При выходе из устройства газовый поток содержит мелкодисперсные частицы готового продукта размером менее 30–40 мкм. Следует отметить, что при разделении мелкодисперсного сыпучего материала граничный размер можно сдвигать в большую или меньшую область размеров, изменив конструктивные размеры классификатора с соосно расположенными трубами, а именно межтрубного пространства, высоты и ширины прямоугольной прорези и исполнение нижней части внутренней трубы классификатора, например, имея конический патрубок с отверстием для выгрузки материала. Это позволяет достичь высоких значений фактора разделения, обеспечивается высокая четкость разделения за счет более низкой скорости потока газа снизу-вверх. Устройства с конусообразной нижней частью внутренней трубы являются наиболее эффективными для процессов классификации частиц из газовых потоков. В большой мере это объясняется следующими факторами: 1) при движении запыленного газового потока по внутренней конусообразной трубе постепенно уменьшается ее радиус, что повышает значение центробежных сил, действующих на поток, 2) меньший размер выходного отверстия конусообразной внутренней трубы относительно цилиндрической перераспределяет количество запыленного газового потока, проходящего через прямоугольные отверстия и выходное отверстие 4 (рисунок 3.3), пропускная способность прямоугольных прорезей в конусообразной трубе увеличивается относительно круглых отверстий,

в то же время пропускная способность выходного отверстия 4 уменьшается относительно пропускной способности в цилиндрической трубе постоянного диаметра (рисунок 3.4), что является причиной повышения значений центробежных сил в завихрениях, которые образуются за прямоугольными прорезями.

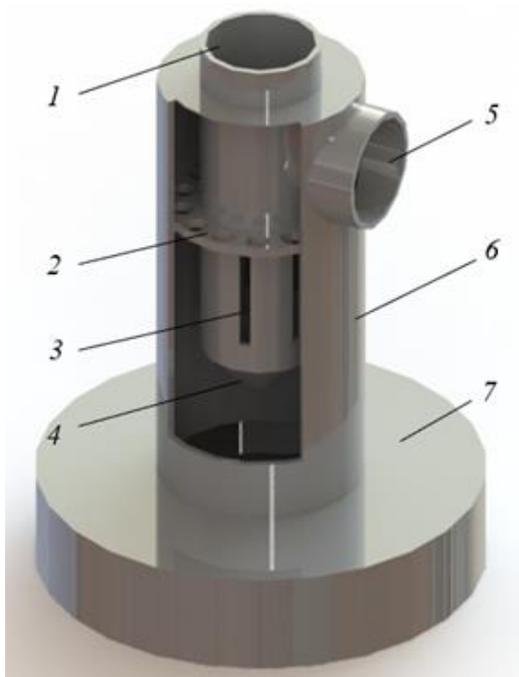


Рисунок 3.3 – Внешний вид мультивихревого классификатора: 1 – патрубок для входа потока, 2 – перегородка для поддержания вихрей, 3 – прорези, 4 – конический патрубок, 5 – патрубок для отвода потока, 6 – корпус, 7 – бункер

Наличие конического патрубка позволяет снизить окружную скорость газопылевого потока с сохранением высокой эффективности сепарации и классификации твердых частиц. При соударении о коническую поверхность корпуса частицы крупной фракции отскакивает вниз, что увеличивает чистоту осаждаемой фракции. Кроме того, одним из достоинств предлагаемого классификатора (рисунок 3.3) является создание относительно небольшого гидравлического сопротивления, что приводит к уменьшению энергетических затрат на процесс сепарации и разделения частиц [203].

Принцип работы устройства схож с ранее представленными конструкциями сепараторов (рисунок 3.1, 3.2), при выходе газового потока из каждой

прямоугольной прорези 3 по всей высоте сепарационной зоны межтрубного пространства образуются по два завихрения. При этом также в межтрубное пространство мультивихревого классификатора попадают не только потоки сбоку через прорези, но и снизу – через конический патрубок с отверстием для выгрузки материала, формируя подъемную силу.

Приемный бункер 7 может быть разделен на секции с целью удерживания уловленных частиц, как представлено в конструктивном решении патента [204].

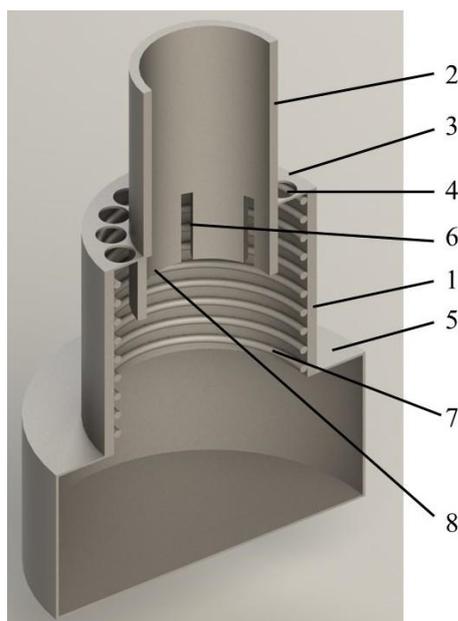


Рисунок 3.4 – Внешний вид мультивихревого классификатора со спиралью в межтрубном пространстве [205]: 1 – корпус; 2 – осевая труба входа газопылевого потока; 3 – разделительная перегородка; 4 - отверстия радиальные; 5 – прямоугольные прорези; 6 – приемный бункер; 7 – спираль

Как отмечалось ранее, при разработке новых промышленных моделей аппаратов или усовершенствовании классических аппаратов необходимо создавать не только высокоэффективные устройства, но и устройства, обладающие низким гидравлическим сопротивлением [206]. В связи с этим в следующей подглаве исследовалось влияние аэродинамики закрученного потока в межтрубном пространстве на потери давления в классификаторе-сепараторе с соосно расположенными трубами.

3.2. Исследование течения газовых потоков со взвешенными частицами в мультивихревом классификаторе-сепараторе

Механизмы переноса частиц определяются инерционным воздействием (связанным с размерами частиц), турбулентной диффузией (тенденция частиц перемещаться вниз по градиенту концентрации частиц) и турбофорезом (тенденция частиц мигрировать в направлении уменьшения уровня турбулентности). Количественная оценка осаждения твердых частиц особенно важна при транспортировке с обедненной фазой, поскольку количество накопленного материала часто сопоставимо с количеством твердых частиц во взвешенном состоянии в поперечном сечении трубы или даже превышает его [207]. Согласно исследованию вихревого эффекта [208], если в осесимметричный канал через сопловой ввод закручивающего устройства подать газ, то при определенных условиях в нем будет происходить разделение газа на два потока. Приосевой – вынужденный вихрь с энтальпией меньшей, чем у исходного, и периферийный, энтальпия которого выше исходного. Янг и Лиминг [209] разработали усредненную по Эйлеру-Рейнольдсу модель турбулентности и обнаружили, что турбулентный диффузионный поток и турбофорез были механизмами первостепенной важности, которые вызывали отложение твердых частиц. Ян и Бирн [210] классифицировали осаждение твердых частиц внутри горизонтальной трубы либо как кольцевое, либо как гравитационное осаждение. Кольцевое осаждение ожидается при скоростях более 15 м/с и массовом соотношении расхода твердого вещества и газа выше 10, что особенно характерно для транспортировки с обедненной фазой. Гравитационное осаждение более вероятно при более низких скоростях и более высоких массовых расходах при транспортировке с обедненной или плотной фазой. В ходе исследования обнаружили, что степень осаждения твердых частиц прямо пропорциональна размеру частиц и адгезионной способности твердых частиц, но косвенно пропорциональна массовому расходу твердых частиц и скорости движения частиц.

Для проведения исследований была создана экспериментальная установка. Ее схема представлена на рисунке 3.5. Основными элементами экспериментальной установки были исследуемый сепаратор с соосно расположенными трубами 1 и вентилятор нагнетательного типа 2. В ходе проведения экспериментов в линии подачи газа измерительными приборами измерялись скорость газового потока и давление. При физическом эксперименте использовались дифференциальные манометры testo. Их погрешность составляет около 1,5% при измерении потери давления до 1 кПа.

Процесс проведения физических экспериментов можно описать следующим образом: с помощью вентилятора нагнетательного типа 2 подавался газовый поток в сепаратор с соосно расположенными трубами 1 по линии подачи газа. При прохождении газового потока по линии измерялись скорость и давление. После движения газового потока внутри сепаратора он покидал устройство через выходной патрубок. На выходе из устройства давление было равно атмосферному (рисунок 3.5). Таким образом, потери давления в мультивихревом сепараторе определялись по формуле:

$$\Delta p = p_1 - p_a, \quad (3.1)$$

где p_1 – давление, измеренное дифференциальным манометром в линии подачи газа в экспериментальной установке, Па; p_a – атмосферное давление на выходе из сепаратора, Па.

Сепаратор был выполнен из непластифицированного поливинилхлорида, представляющий собой полимер хлористого винила. Геометрические размеры сепаратора: высота устройства – 400 мм, диаметр внешней цилиндрической трубы – 88 мм, диаметр внутренней цилиндрической трубы – 50 мм, диаметр круглых отверстий во внутренней цилиндрической трубе – 5 мм, шаг по высоте между ними – 7,5 мм, расстояние вдоль внутреннего цилиндрического корпуса между рядами круглых отверстий – 26 мм, расстояние от центров нижнего и верхнего круглых отверстий – 120 мм, количество круглых отверстий в каждом ряду – 17, общее количество круглых отверстий – 102, диаметр круглых отверстий в решетке 2 (рисунок 3.1) – 14, их количество – 12. В ходе выполнения экспериментов было

произведено 5 серий исследований. В первой серии все круглые отверстия во внутренней цилиндрической трубе были открыты. В каждой последующей серии исследований закрывалось по два круглых отверстия в каждом верхнем ряду.

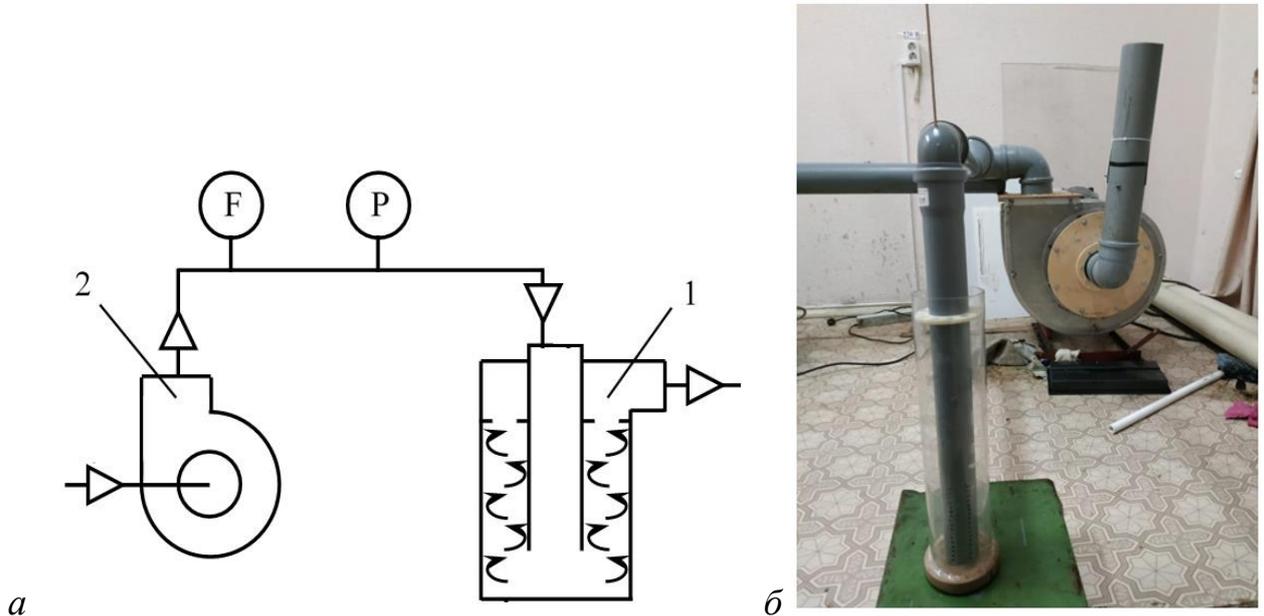


Рисунок 3.5 – Схема экспериментальной установки (а) и ее фото (б):

1 – сепаратор; 2 – вентилятор; F, P – места установки датчиков

Результаты исследований показали, что разработанная конструкция мультивихревого сепаратора позволяет создать устойчивую вихревую структуру в межтрубном пространстве. При этом потери давления в сепараторе составляют не более 1000 Па при входной скорости газового потока в диапазоне 7,3–22,2 м/с. Минимальные потери давления в сепараторе, не превышающие 805 Па, были получены при всех открытых круглых отверстиях во внутренней цилиндрической трубе. По мере закрытия круглых отверстий потери давления увеличивались. Это обусловлено тем, что уменьшалась общая площадь проходных сечений. В ходе исследований были получены степенные зависимости потери давления в мультивихревом сепараторе от входной скорости газового потока со степенью 1,65–1,68 в зависимости от количества закрытых круглых отверстий во внутренней цилиндрической трубе, которые позволяют выдвинуть предположение, что в межтрубном пространстве осуществляется ламинизация турбулентного потока, за счет чего достигаются низкие потери давления в сепараторе, не превышающие

1000 Па при входных скоростях газового потока до 22,2 м/с (рисунок 3.6). Необходимо отметить, что степень ламинаризации потока была незначительной, меньше 2, только для модели с круглыми щелями, проделанными во внутренней цилиндрической трубе, которая полностью соприкасалась с дном устройства. При идеальной вихревой структуре ламинаризация потока происходит вследствие того, что вихри разрушают пограничный слой. В реальных конструкциях необходимо проделать еще отверстие (рисунок 3.3), чтобы труба не забивалась, при этом один из минусов – возникновение восходящих потоков, которые так или иначе расшатывают вихревую структуру и вследствие этого поток турбулизируется и необходимо модели турбулентности учитывать. Также было произведено сравнение результатов физического эксперимента при всех открытых круглых отверстиях во внутренней цилиндрической трубе и численного моделирования в программном комплексе Ansys Fluent. Результаты показали, что расхождения составляют от 2,2 до 22,5%. С ростом входной скорости расхождения между физическим экспериментом и численным моделированием увеличиваются. В большей мере это обусловлено тем, что при физическом эксперименте скорость фиксировалась в определенной точке линии подачи газа, а при численном моделировании данная величина принималась в качестве среднерасходной скорости (рисунок 3.7). Однако, применение полученных результатов путем численного моделирования в качестве оценочных данных позволяет уменьшить временные и финансовые затраты на проведение экспериментальных исследований.

Как известно, на процесс разделения исходного порошка на крупную и мелкую фракции относительно граничного размера в сепарационной зоне аппарата, главным образом, влияет созданная устойчивая вихревая структура запыленного газового потока. В частности, определяющее влияние на процесс сепарации мелкодисперсных частиц из газа оказывают свойства турбулентного закрученного потока, так как в ходе отделения мелкодисперсных частиц от газа, они снова подхватываются хаотическими завихрениями и возвращаются в общую структуру потока. Вследствие этого падает эффективность классификаторов-сепараторов при

фракционировании мелкодисперсных частиц. Кроме этого, высокий уровень турбулентности потока приводит к увеличению потери давления в аппарате. В разработанном мультивихревом сепараторе достигаются низкие потери давления относительно, например, циклонных сепараторов, за счет ламинизации турбулентного потока. Полученные степенные зависимости запишем при всех открытых отверстиях:

$$\Delta p = 4,71W^{1,65}, \quad (3.2)$$

при 2 закрытых круглых отверстиях в каждом верхнем ряду

$$\Delta p = 4,62W^{1,68}, \quad (3.3)$$

при 4 закрытых отверстиях

$$\Delta p = 5,66W^{1,66}, \quad (3.4)$$

при 6 закрытых отверстиях

$$\Delta p = 7,16W^{1,64}, \quad (3.5)$$

и при 8 закрытых отверстиях

$$\Delta p = 8,03W^{1,68}, \quad (3.6)$$

где W – скорость газа, м/с. Полученные зависимости демонстрируют степень $\sim 1,7$, что характерно для турбулентного течения, вследствие чего потери давления в мультивихревом сепараторе меньше, чем в иных конструкциях воздушных сепараторах (рисунок 3.6). Следует отметить, что квадрат коэффициента корреляции R^2 составляет не менее 0,99. При проведении физического эксперимента измерить скорость в отверстиях не представлялось возможным, поэтому все зависимости были построены от скорости на входе в аппарат.

При проведении численного моделирования в программном комплексе Ansys Fluent использовалась трехмерная модель сепаратора, выполненная по геометрическим размерам, которые представлены выше. При этом для замыкания уравнения Навье-Стокса в качестве модели турбулентности использовалась Transition SST, которая представляет собой улучшенную стандартную SST-модель.

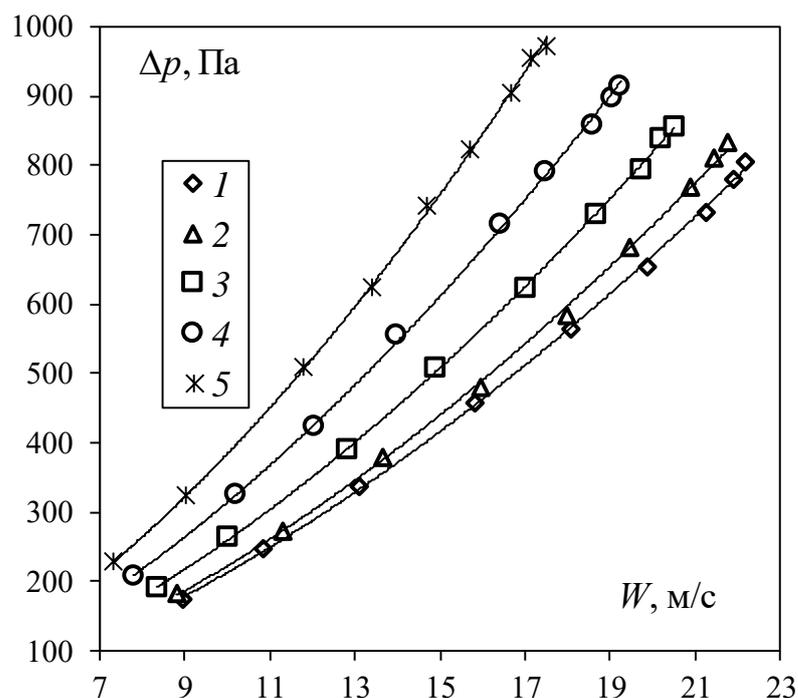


Рисунок 3.6 – Зависимость потери давления в сепараторе от скорости газового потока при числе закрытых круглых отверстий в каждом верхнем ряду во внутренней цилиндрической трубе: 1 – 0; 2 – 2; 3 – 4; 4 – 6; 5 – 8

При численном моделировании сеточная модель строилась на основе проточной области, которая разбивалась на множество контрольных объемов, представленных в виде ячеек полиэдрических элементов. Расчетная сетка состояла из 486995 ячеек. Пристеночные зоны $y^+ \approx 1$ учитывали, для этого были построены призматические слои. Применяли итерационный подход. Сперва, учитывая, что $y^+ \approx 1$ зависит от скорости, кинематической вязкости и толщины первого слоя, задавались приблизительно вязкость, скорости и полагалось, что $y^+ \approx 1$. По этой формуле определяли оценочно толщину первого слоя, в зависимости от этого строились призматические слои вдоль стенок. Далее осуществляли прогон модели, с получением результатов. Строили распределения полей давлений и скоростей в аппарате. При условии, что там были отмечены флуктуации, т.е. нефизические локальные значения, то, как правило, это свидетельствовало о том, что y^+ существенно превышает требуемые значения и, исходя из этого, проводили последующую адаптацию расчетной сетки. В частности, в данных областях сетка измельчалась и уже в последующих расчетах результаты показали, что $y^+ \approx 1$

позволяет получать адекватные, физические результаты. Граничные условия: на входе в мультивихревой сепаратор задавали входную скорость потока (по объемному расходу газового потока $0,03 \text{ м}^3/\text{с}$), на выходе из аппарата задавалось атмосферное давление. Плотность частиц $1075 \text{ кг}/\text{м}^3$, плотность воздуха $1,22 \text{ кг}/\text{м}^3$. Размер частиц сыпучего материала изменялся от 5 до 100 мкм. Вычислительный процесс сопровождался несколькими предположениями и упрощениями в управляющих механизмах, а именно форма частиц принималась сферической, взаимодействие частиц между собой при движении газового потока не учитывалось, задавалось условие прилипания частиц на дне устройства, условие отскока частиц на стенках сепаратора, фазовые переходы отсутствуют, влажность не учитывается, рассматривался идеальный газ, температура потока 20°C . Модель рассчитывалась в нестационарном режиме. В данном исследовании моделировался абсолютно упругий удар между частицами и стенками устройства, т.е. частицы сохраняли свой полный импульс после столкновения со стенкой. Полученные результаты показали, что при численном моделировании потери давления составляют от 169 до 1038 Па при входной скорости газового потока от 8,94 до 22,2 м/с. При больших скоростях газового потока расхождения между физическим экспериментом и численным моделированием увеличиваются, что, с одной стороны, требует дополнительных исследований, с другой стороны, полученные результаты могут использоваться для оценочных расчетов. При этом гидравлическое сопротивление мультивихревого сепаратора можно описать зависимостью (рисунок 3.7).

$$\Delta p = 4,12W^{1,7}. \quad (3.7)$$

Таким образом, проведенные исследования показали, что потери давления в мультивихревом сепараторе составляют менее 1000 Па при высоких скоростях газового потока более 15 м/с за счет упорядоченной структуры движения, практически отсутствия пограничного слоя и минимального количества местных сопротивлений [211].

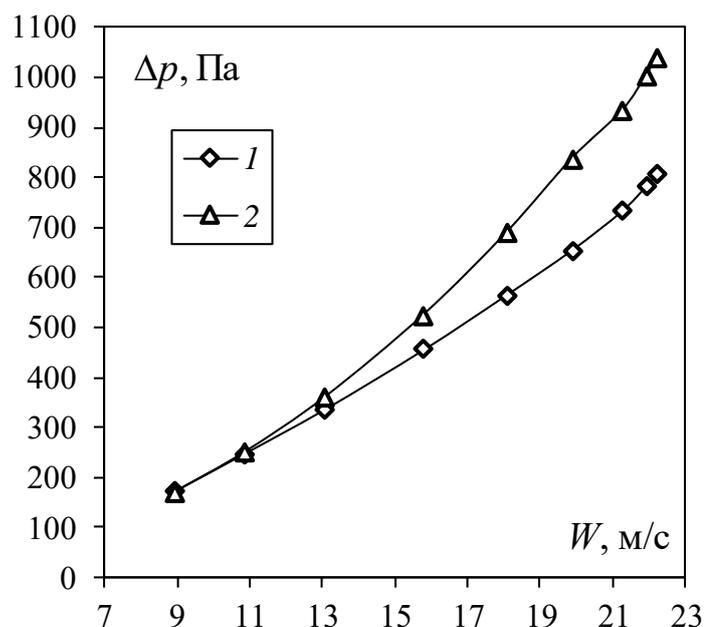


Рисунок 3.7 – Сравнение физического эксперимента и численного моделирования при всех открытых отверстиях во внутренней цилиндрической трубе сепаратора:

1 – эксперимент; 2 – численное моделирование

В ходе обработки экспериментальных данных была выдвинута гипотеза, что низкие потери давления в сепараторе достигаются за счет ламинизации турбулентного потока в межтрубном пространстве, что также требует дальнейших исследований для подтверждения данного эффекта. Сравнение результатов физического эксперимента с результатами численного моделирования показало, что при высоких скоростях газового потока наблюдается расхождение более 20%, что может быть вызвано, как некорректно заданными скоростями, так и неверной моделью турбулентности. Однако, визуализация образования завихрений в межтрубном пространстве при физическом эксперименте и численном моделировании совпадают. Поэтому применение численного моделирования для оценочных расчетов при данной модели турбулентности допустимо.

Также был рассмотрен более детально диапазон скорости потока от 7,5 до 9 м/с, и проанализировано, как изменяется перепад давления при разных моделях турбулентности (рисунок 3.8).

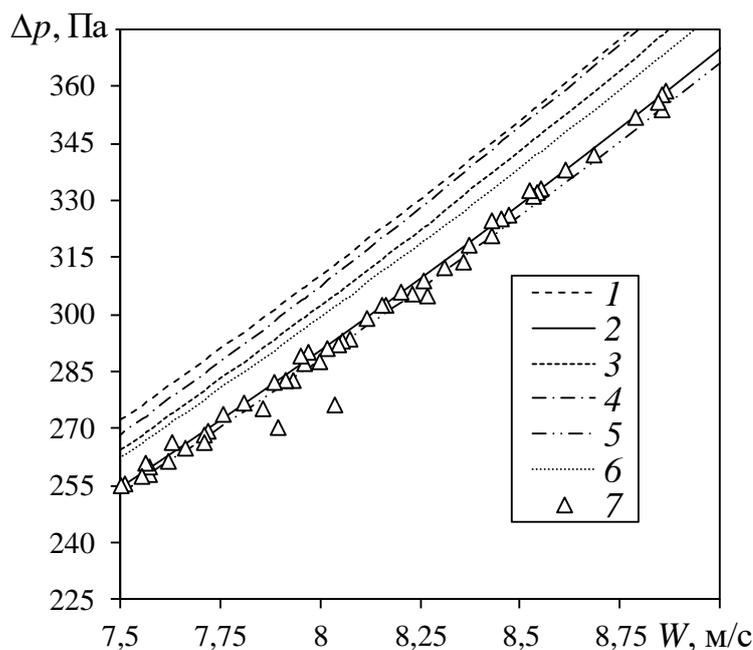


Рисунок 3.8 – Перепад давления в сепараторе при средней скорости газа на входе в области значений 7,5–9 м/с, модель турбулентности: 1 – k- ω Standard; 2 – k- ω SST; 3 – k- ϵ Standard; 4 – k- ϵ RNG; 5 – k- ϵ Realizable; 6 – Spallart-Allmaras; 7 – эксперимент

Видно, что модель турбулентности k- ω SST и k- ϵ Realizable соответствует результатам, полученным в ходе эксперимента (рисунок 3.8).

На основе проведенных исследований можно сделать следующие выводы:

Потери давления в мультивихревом сепараторе составили не более 1000 Па при входных скоростях газового потока от 8,94 до 22,2 м/с при физическом эксперименте;

Выдвинута гипотеза, что низкие потери давления в мультивихревом сепараторе достигаются за счет ламинизации турбулентного потока в межтрубном пространстве;

Степень полученных функций, характеризующих зависимость потери давления в сепараторе от входной скорости, составляет от 1,64 до 1,68;

Показано, что перекрытие круглых отверстий увеличивает потери давления в мультивихревом сепараторе, вследствие уменьшения общей площади проходных сечений;

Получено, что расхождение между физическим экспериментом и численным моделированием составляет от 2,2 до 22,5% при входной скорости газа от 8,94 до 22,2 м/с, что, с одной стороны, требует дополнительных исследований, с другой стороны, показывает, что численное моделирование при заданных параметрах может использоваться в качестве оценочных расчетов и подтверждает адекватность этого численного моделирования.

Для оценки динамики потока также важно определить взаимосвязь между перепадом давления и высотой цилиндрической части разработанного мультивихревого сепаратора, для этого проведено моделирование процесса движения рабочих сред в программном комплексе Ansys Fluent. Была построена трехмерная модель сепарационного устройства со следующими геометрическими размерами: внутренний диаметр внутренней трубы – 30 мм; наружный диаметр внутренней трубы – 31 мм; внутренний диаметр наружной трубы – 40 мм; внешний диаметр наружной трубы – 41 мм; высота внутренней трубы – 92 мм; количество прямоугольных щелей (прорезей) – 12; диаметр завихрения – 9 мм; высота прямоугольной щели – 10 мм. Значение ширины прямоугольной щели изменялось в диапазоне от 1,86 до 9,19 мм, высота внешней трубы изменялась от 20 до 80 мм [212]. При исследовании конструкции с круглыми щелями несмотря на то, что в ней происходит ламинизация потока, она в дальнейшем не использовалась, т.к. нисходящие и восходящие потоки создавались не таким образом, как при прямоугольных щелях, что приводило к постепенному росту эффективности от диаметра частиц, как у классических центробежных классификаторов. При выполнении прямоугольных щелей (как показано на рисунке 3.2) рост эффективности был мгновенным, что и позволило использовать такую конструкцию в качестве классификатора и решить поставленную задачу.

Результаты проведенных исследований представлены в графическом виде (рисунок 3.9). Важно отметить, что плотность воды в 1000 раз больше плотности воздуха, равного в среднем $1,2 \text{ кг/м}^3$. Так как перепад давления в сепараторе исключительно зависит от скорости потока рабочей среды во входном патрубке устройства и непосредственно самой плотности среды, следовательно, результаты

значений основополагающих технологических параметров будут отличны в случае с воздухом. Так, при скорости рабочей среды – воды 0,5; 1; 1,5 и 2 м/с при значении высоты щелей 0,02 м перепад давления в устройстве существенно увеличивается и составляет 1976,25; 10662,14; 25135,44 и 45531,42 Па соответственно. В связи с тем, что предложенная конструкция мультивихревого сепаратора имеет кольцевое межтрубное пространство, которое является основной зоной образования мультивихрей, перепады давлений имеют большие значения. Наименьший перепад давления достигается до 2 кПа при входной скорости потока, принимаемой в данном исследовании для воды, равной 0,5 м/с.

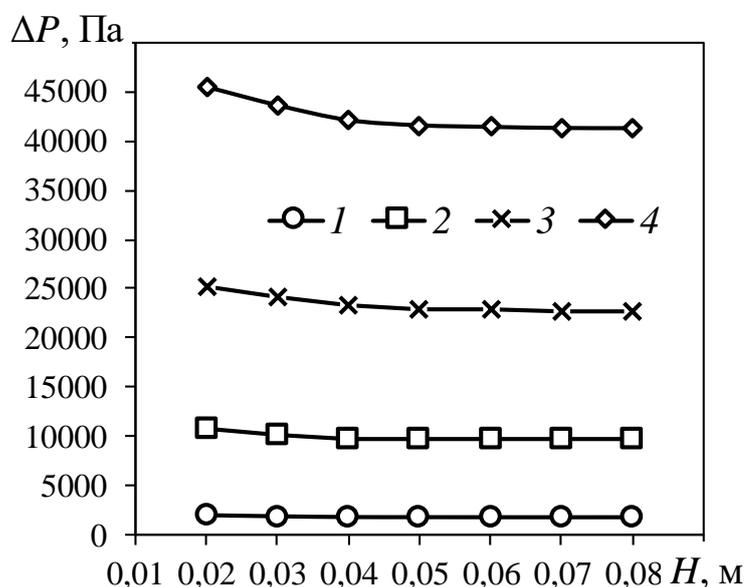


Рисунок 3.9 – График зависимости перепада давления от высоты внешнего цилиндра сепаратора при изменении скорости рабочей среды (воды) на входе устройства, м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 1,5; 4 – 2

Аналогичная зависимость технологических параметров сепаратора, где в качестве рабочей среды принимался - воздух, представлена на рисунке 3.10. На графике отчетливо демонстрируется, что в основном зависимости перепада давления воздушного потока от высоты внешней трубы сепаратора являются линейными. При увеличении высоты внешнего цилиндра устройства от 0,01 до 0,08 м, при неизменном значении скорости потока во входном патрубке равным 0,5 м/с, наблюдается незначительное снижение перепада давления воздушного потока. Важно учесть, что изменение высоты внешнего цилиндра сепаратора приводит к

изменению длины пути, который проходит воздушный поток за целый цикл работы.

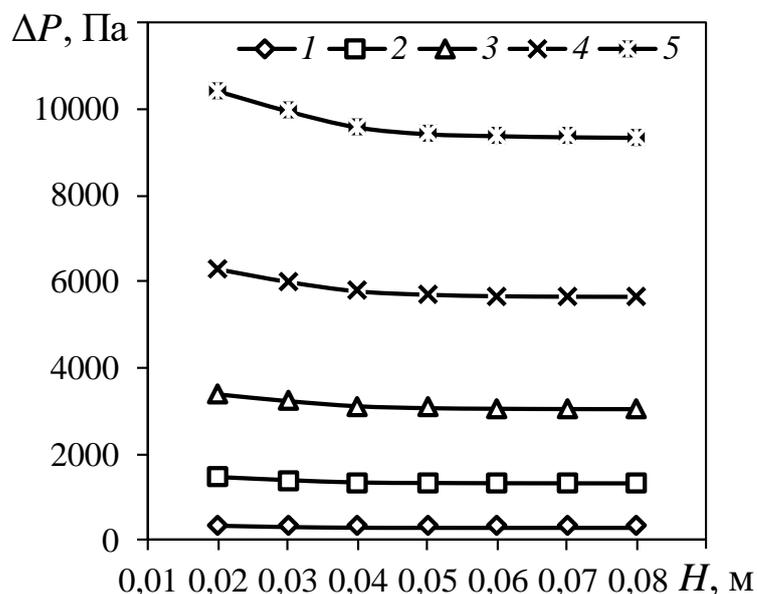


Рисунок 3.10 – Изменение перепада давления от высоты внешнего цилиндра сепаратора при скорости воздушного потока на входе устройства, м/с: 1 – 5; 2 – 10; 3 – 15; 4 – 20; 5 – 25

Скорость потока также оказывает значительное влияние на пропускную способность сепаратора и на эффективность процесса образования вихревых структурных потоков в целом. Так, при скорости рабочей среды - воздуха 5; 10; 15; 20 и 25 м/с при значении высоты внешнего цилиндра 0,02 м перепад давления в устройстве существенно увеличивается и составляет 350,91; 1444,96; 3359,62; 6263,38 и 10396,87 Па соответственно. Следует отметить, что перепад давления во входном и выходном патрубке устройства является важным показателем, определяющего эффективность процесса сепарации в целом.

Скорость рабочей среды в отверстиях, расположенных в центральной трубе классификатора-сепаратора, W_{SL} можно определить по формуле:

$$W_{SL} = W_{in} \frac{S_{in}}{S_{SL}}, \quad (3.8)$$

где W_{in} – скорость потока во входном патрубке, м/с; S_{in} – площадь входной трубы классификатора-сепаратора, м²; S_{SL} – площадь отверстий во внутреннем цилиндре, м².

Формула (3.8) позволяет провести анализ формирования вихревых потоков в межтрубном пространстве сепаратора. Результаты проделанных расчетов для воды и воздуха представлены на графике (рисунок 3.11).

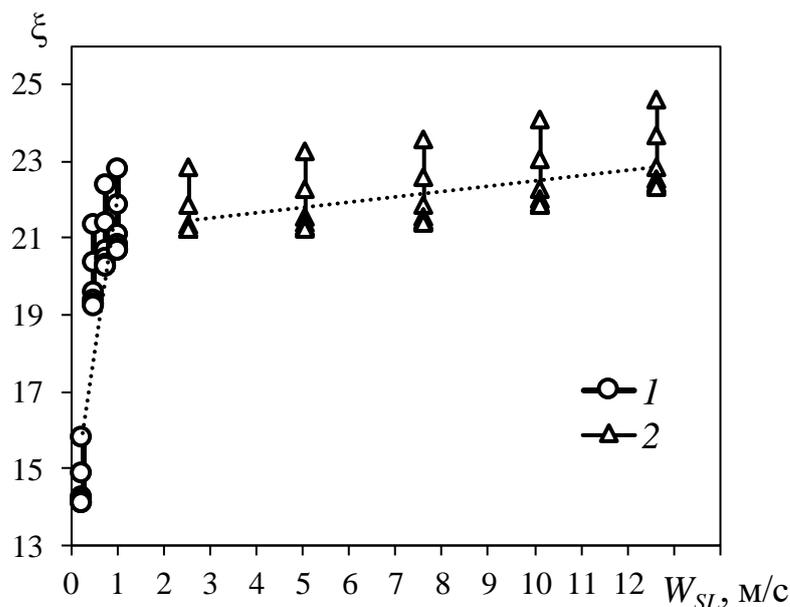


Рисунок 3.11 – Коэффициент сопротивления при скорости рабочей среды в отверстиях для рабочей среды: 1 – вода; 2 – воздух

В данном случае в качестве технологического параметра учитывался коэффициент сопротивления в устройстве. Он позволяет определить потери энергии при движении потока рабочей среды. Коэффициент сопротивления сепаратора зависит от многих факторов: диаметра трубы, концентрации рабочей среды и некоторых других. Из графика (рисунок 3.11) видно, что изначально кривая стремительно возрастает при небольшом изменении скорости. Данный факт указывает на то, что в устройстве поступающий поток жидкости имеет ламинарный режим течения. Увеличение скорости рабочей среды приводит к переходу от ламинарного к турбулентному движению потока. В свою очередь задаваемая скорость потока значительно влияет на коэффициент сопротивления. Так, при движении воды со скоростью 0,5; 1; 1,5 и 2 м/с значение коэффициента

сопротивления составляет 15,83; 21,35; 22,37 и 22,79 соответственно. Увеличение коэффициента сопротивления обуславливает большое количество потерь, возникающих вследствие движения жидкости в трубе, прохождения через прямоугольные прорезы и прямой поворот общего движения потока среды.

В основу построения графика (рисунок 3.12) положены результаты исследований, учитывающих влияние коэффициента сопротивления различных рабочих сред при изменении высоты внешней трубы устройства.

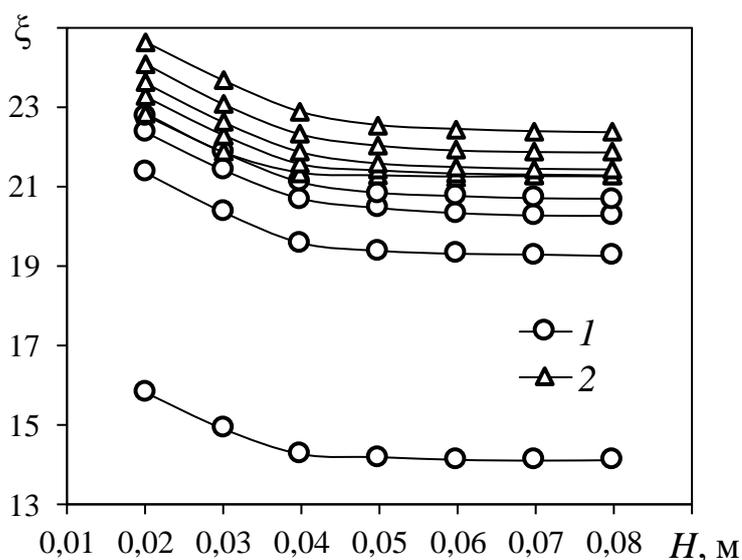


Рисунок 3.12 – Коэффициент сопротивления от высоты внешней трубы сепаратора при изменении рабочей среды: 1 – вода при скорости потока от 0,5 до 2 м/с; 2 – воздух при скорости потока от 5 до 25 м/с

Сопротивления возникают в ходе процесса трения слоев жидкости между собой и о внутреннюю поверхность трубы устройства. Коэффициент сопротивления напрямую зависит от геометрического построения кольцевого цилиндра (длина, внешний и внутренний диаметр, высота). С помощью приведенных точек могут быть получены предварительные сведения о выборе оптимальной высоты внешней трубы сепаратора. Коэффициент сопротивления достигает наименьшего значения при максимальной высоте внешней трубы сепаратора равной 0,08 м. Стоит отметить, что при прохождении воды в межтрубном пространстве со скоростью 0,5 м/с коэффициент в среднем равен 14,5.

По результатам работы наибольшее значение коэффициента сопротивления достигалось при движении воздушной среды со скоростью 25 м/с.

В ходе работы для приведенного сравнительного анализа учитывались следующие технологические параметры, влияющие на эффективность работы сепарационного устройства: коэффициент сопротивления, перепад давления рабочей среды и скорость в прямоугольных щелях устройства. Результаты показали, что наименьший достигаемый перепад давления составляет 2 кПа при входной скорости потока, принимаемой в данном исследовании для воды, равной 0,5 м/с. Исследования показывают, что ламинарное течение несжимаемой жидкости в трубах цилиндрического сечения наблюдается при значении высоты внешней трубы от 0,01 до 0,04 м. Переход ламинарного режима течения к турбулентному наблюдается при скорости рабочей среды, равной примерно 1 м/с. На основе полученных данных можно заключить, что турбулентный режим потока является неизменным до максимальной исследуемой высоты внешней трубы сепаратора 0,08 м, что указывает на наличие устойчивых вихревых структурных потоков в межтрубном пространстве сепаратора. Однако, в ходе работы не было выявлено критического значения высоты внешней трубы сепаратора, при котором бы наблюдалось разрушение вихревых структурных потоков. Исходя из приведенных выше графиков можно сказать, что исследуемый анализ движения жидкости и газа в сепараторе с кольцевым пространством позволяет наиболее детально изучить режимы течений рабочей среды при разных скоростях движения потока, также выявить конструктивные параметры, при которых образуются устойчивые структурные мультивихри для эффективной работы устройства в целом. Предложенная конструкция сепаратора может использоваться для решения различных задач в технологических линиях промышленных предприятий [213].

В продолжение исследований работы разработанного сепаратора для сред жидкость–жидкость, а также влияния конструктивных параметров межтрубного пространства мультивихревого сепаратора на процесс образования устойчивых вихрей при разрушении водонефтяных эмульсий, было сделано предположение о положительном влиянии на перепад давления отверстий во внутреннем цилиндре,

выполненных в форме прямоугольников. Так была разработана новая модель мультивихревого сепаратора вертикального типа и проведено моделирование процесса движения водонефтяной эмульсии в программном комплексе Ansys Fluent (рисунок 3.13). Трехмерная модель сепаратора вертикального типа состояла из следующих геометрических параметров: внутренний диаметр внутренней трубы – 30 мм; наружный диаметр внутренней трубы – 31 мм; внутренний диаметр наружной трубы – 40 мм; внешний диаметр наружной трубы – 50 мм; высота внутренней трубы – 92 мм; количество прямоугольных щелей – 12; диаметр завихрения – 9 мм; высота прямоугольной щели – 10 мм. Значение внешнего диаметра наружной трубы изменялась в диапазоне от 20 до 80 мм.

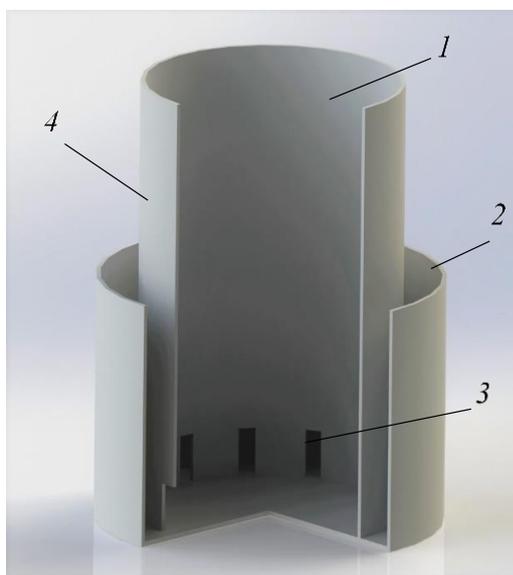


Рисунок 3.13 – Трехмерная модель сепаратора с прямоугольными прорезями: 1 – вход, 2 – корпус, 3 – прямоугольные отверстия, 4 – центральная труба

Сепаратор, включающий в себя цилиндрический корпус, входной патрубок для подачи исходной водонефтяной эмульсии, прямоугольные отверстия отличается от аналогичных устройств тем, что главной зоной разделения эмульсии является межтрубное пространство устройства.

Особенностью работы устройства является то, что вихревые структуры образуются за счет возникновения множества точек вихреобразования вследствие силы, возникающей из-за перепада давления, вызванного градиентом скорости. Эксплуатация смоделированного сепаратора может осуществляться в

технологических линиях нефтеперерабатывающей, нефтехимической, химической и других отраслях промышленности.

Технологический процесс разделения водонефтяной эмульсии можно описать следующим образом. Изначально, с помощью промышленного насоса исходная водонефтяная эмульсия с заданной скоростью подается во входной патрубков сепаратора 1. Далее эмульсия движется вниз по внутренней цилиндрической трубе до прямоугольных отверстий 3, затем при прохождении через них поступает в пространство между цилиндрическими трубами, которое является основной зоной разделения капель нефти. Прямоугольное отверстие в сепараторе позволяет водонефтяной эмульсии разделяться на две части потока, которые движутся синхронно относительно друг друга между цилиндрическими трубами в верхнюю часть устройства. Далее мультивихревые потоки приобретают вращательное движение за счет центробежных сил, возникающих благодаря конструктивным особенностям сепаратора. Важно отметить, что при проведении моделирования процесса деэмульсации в программном комплексе Ansys Fluent, принимались следующие постоянные значения параметров: температура окружающей среды 20°C , плотность воды $997,6 \text{ кг/м}^3$ и плотность нефти 920 кг/м^3 .

В работе [214] проводилось исследование влияния конструктивных параметров сепаратора, а именно влияния высоты внешней трубы устройства на процесс образования мультивихрей, определяющих эффективное разделение устойчивых водонефтяных эмульсий. Результаты проведенных исследований представлены в графическом виде на рисунке 3.14. Перепад давлений в устройстве изменялся в диапазоне от 0,00018 до 1,68 МПа. Так, при высоте внешнего цилиндра 20 мм скорость рабочей среды составляет 1,37; 10,29; 17,41; 24,53 и 31,65 м/с максимальный перепад давления в устройстве достигает до 0,00018; 0,17; 0,51; 1 и 1,68 МПа соответственно. На графике отчетливо демонстрируются резкое увеличение перепада давления при увеличении скорости в области прямоугольных отверстий. Получено, что значения максимальных перепадов давления примерно обратно пропорциональны установленной скорости рабочей среды.

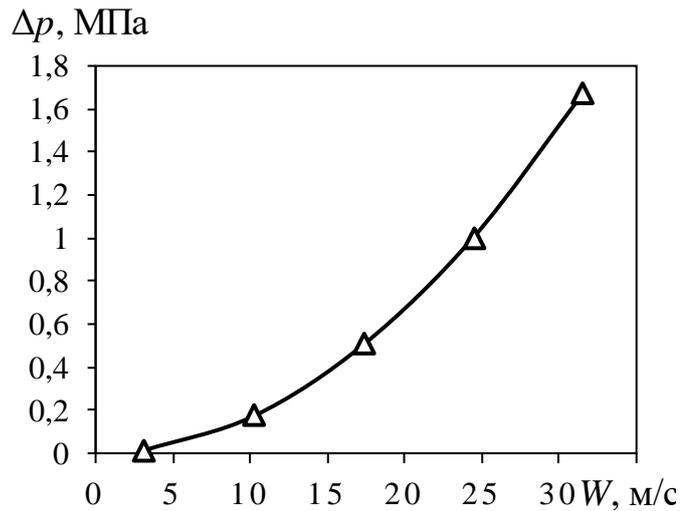


Рисунок 3.14 – Перепад давления от скорости рабочей среды (воды) в прямоугольных отверстиях при высоте внешнего цилиндра сепаратора 20 мм

В процессе моделирования работы разделения эмульсии наблюдались слабые движущиеся вихревые потоки жидкости в межтрубном пространстве сепаратора при высоте внешнего цилиндра 20 мм. Для наиболее детального анализа влияния конструктивных параметров сепаратора в качестве важного элемента рассматривали отверстия, так называемые прямоугольные щели, расположенные на нижнем участке корпуса внутренней цилиндрической трубы. Стоит отметить, что предлагаемый сепаратор снабжен средством изменения направления течения эмульсии на выходе из прямоугольных щелей. В работе ширина щелей варьировалась от 1,86 до 9,19 мм, а высота оставалась неизменной и составляла 10 мм. Результаты проделанных исследований продемонстрированы на рисунке 3.15. Ширина щелей играет немаловажную роль в конструктивных особенностях устройства. В случае моделирования прямоугольных щелей более узкого построения, шириной до 4 мм, наглядно наблюдается интенсификация процесса перемешивания потоков эмульсии и, как следствие, увеличение гидравлического сопротивления жидкости в устройстве. В прямоугольных отверстиях создается локальное гидравлическое сопротивление, проявляющееся в соответствии с особенностью конструкции устройства, которое стимулирует изменение направление потока жидкости. В процессе моделирования деэмульсации водонефтяной эмульсии рассматривалась конечная скорость жидкости при выходе

из сепаратора. В данном случае продемонстрирована часть зависимости перепада давления от ширины щелей.

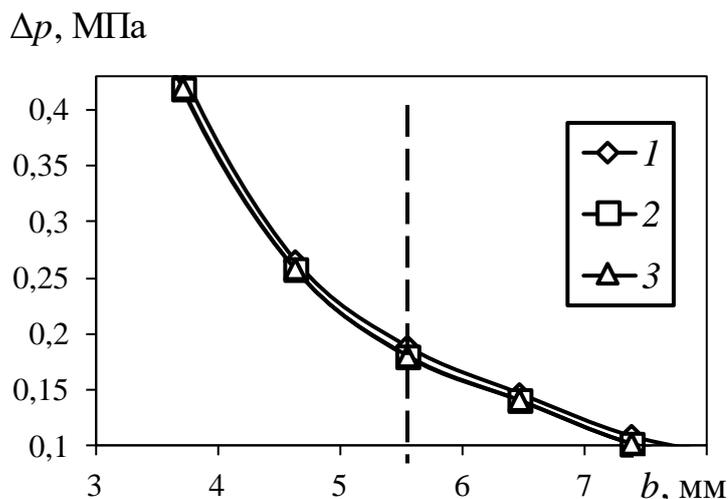


Рисунок 3.15 – Зависимость перепада давления от ширины прямоугольного отверстия при изменении высоты внешнего цилиндра сепаратора, мм: 1 – 20; 2 – 50; 3 – 80 при скорости жидкости на выходе из устройства 2,5 м/с

Значения скорости рабочей среды на выходе из устройства зависят также от особенностей конструкции сепаратора (рисунок 3.16). На графике, кривые имеют схожую форму вследствие одинаковой структуры движения потока рабочей среды в цилиндрическом пространстве. При значении конечной скорости в выходном патрубке, равном 2,5 м/с исследования показали, что при ширине прямоугольных отверстий 3,71; 4,63; 5,55; 6,47 и 7,38 мм давление в сепараторе составило 0,42; 0,26; 0,18; 0,14 и 0,1 МПа соответственно. В ходе работы выяснено, что при конечных скоростях рабочей среды на выходе из устройства при 0,25; 0,81; 1,37; 1,94 м/с давление не изменяется и имеет приблизительно равные значения с незначительной погрешностью. В ходе моделирования была выявлена критическая точка высоты внешней трубы, равная 5,5 мм, при которой начинает наблюдаться устойчивая вихревая структура потока жидкости.

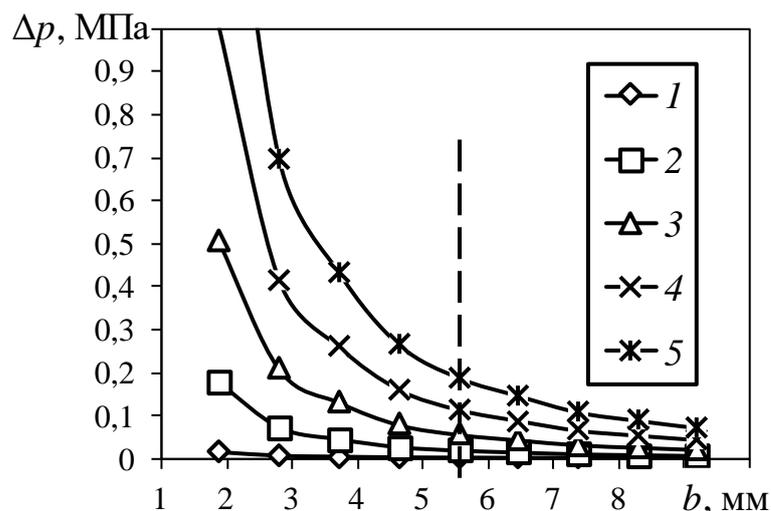


Рисунок 3.16 – Зависимость перепада давления от ширины прямоугольного отверстия при скорости на выходе из сепаратора: 1 – 0,25; 2 – 0,81; 3 – 1,37; 4 – 1,37; 5 – 2,5 м/с

На графике (рисунок 3.17) трехмерная модель сепаратора использовалась с диаметром внешней цилиндрической трубы 20 мм. Ширина прямоугольной щели определяет пропускную способность устройства, то есть, какое количество объема рабочей среды может пройти в межтрубное пространство определенного диаметра за единицу времени. На графике видно, что чем больше ширина прямоугольных щелей, тем больше пропускная способность в сепараторе, но стоит отметить, что на данном участке создается низкий напор давления при максимальной конечной скорости. Образование вихревых потоков в данном случае изображено на рисунке 3.17.

Таким образом, проведенные численные исследования процессов деэмульсации водонефтяной эмульсии в сепараторе вертикального типа позволили выявить зависимости влияний конструктивных параметров на значения технологических параметров работы устройства. Исходя из представленных графиков, максимальная эффективность разделения сырья может обеспечиваться сепаратором, имеющим высоту внешней цилиндрической трубы от 20 до 80 мм, в связи тем, что перепад давления в ходе работы не изменяется и остается равными по величине. Однако значение ширины прямоугольного отверстия сказывается на перепаде давления и пропускной способности в сепараторе. Наибольшее давление

при увеличении изначальной высоты внешней стенки устройства в 2,5 и 4 раза составляло 1,68; 0,68; 0,42; 0,26; 0,18; 0,14; 0,1; 0,08 и 0,06 МПа при ширине щелей 1,86; 2,79; 3,71; 4,63; 5,55; 6,47; 7,38; 8,29 и 9,19 мм соответственно. Также было выяснено, что при скоростях рабочей среды на выходе из устройства при 0,25; 0,81; 1,37; 1,94 м/с давление не изменяется и имеет приблизительно равные значения с незначительной погрешностью. В ходе моделирования было выявлено критическое значение ширины прорези, равное 5,5 мм, при котором начинает наблюдаться устойчивая вихревая структура потока жидкости [215].

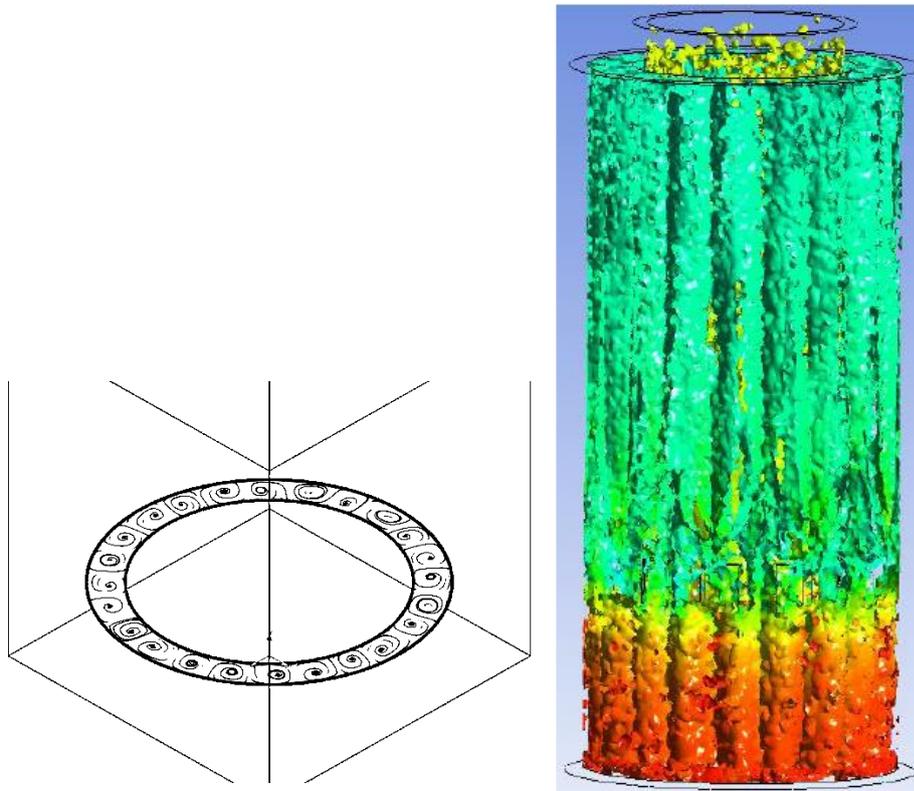


Рисунок 3.17 – Образование вихрей в межтрубном кольцевом пространстве сепаратора при значении высоты внешнего цилиндра 20 мм

Исследования перепада давления в устройстве выявили предпочтительность значений высоты отверстий и их ширины более 15 мм и более 4,5 мм, соответственно (рисунок 3.18).

В процессе анализа конструктивных особенностей сепаратора, кроме высоты внешней цилиндрической трубы сепаратора и ширины прямоугольных отверстий ключевое значение имеет также диаметр отверстий, через которые осуществляется отвод фаз. Рассмотрим межтрубное пространство мультивихревого сепаратора, в

котором происходит разделение, в качестве допущения считаем, что в вертикальном цилиндре, ограниченном сверху и снизу плоскими поверхностями, вращается эмульсия, при вращении образуется воронка. Если вращение достаточно быстрое, воронка достигает дна.

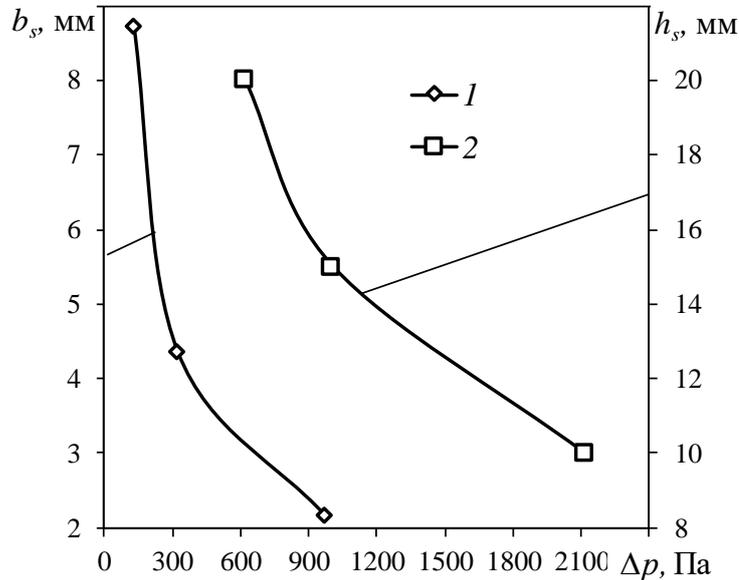


Рисунок 3.18 – Изменение перепада давления при скорости потока 7,5 м/с в мультивихревом сепараторе при разном исполнении прямоугольных отверстий:

$$1 - h_s = 30 \text{ мм}, 2 - b_s = 4,36 \text{ мм}$$

Следовательно, зная профиль границы раздела фаз, можно определить диаметр, по которому воронка из легкой фазы будет контактировать с нижней плоскостью. Таким образом, выполнив отверстие в нижней плоскости равным этому диаметру, возможно организовать отвод из устройства легкой фазы. На краю цилиндра высотой H задана тангенциальная скорость W_{SL} , диаметр цилиндра d_v . В верхней части вертикального цилиндра организовано отверстие в виде кольца, внешний диаметр которого равен диаметру вихря в межтрубном пространстве мультивихревого сепаратора, через которое будет организован вывод тяжелой фазы (рисунок 3.19). По профилю вихря в межтрубном пространстве мультивихревого сепаратора можно определить геометрические размеры отверстия снизу и кольцевой щели сверху. Внутренний диаметр определяется исходя из границы раздела фаз на верхней плоскости.

Для решения задачи осесимметричного стационарного движения эмульсии в вертикальном цилиндре с учетом линейного вихревого распределения скорости, необходимо рассмотреть баланс сил, действующих на частицы легкой и тяжелой фаз. Учитывая, что легкая фаза перемещается к оси цилиндра, а тяжелая фаза – к периферии, можно определить зависимость радиуса границы раздела $r(z)$ от продольной координаты z .

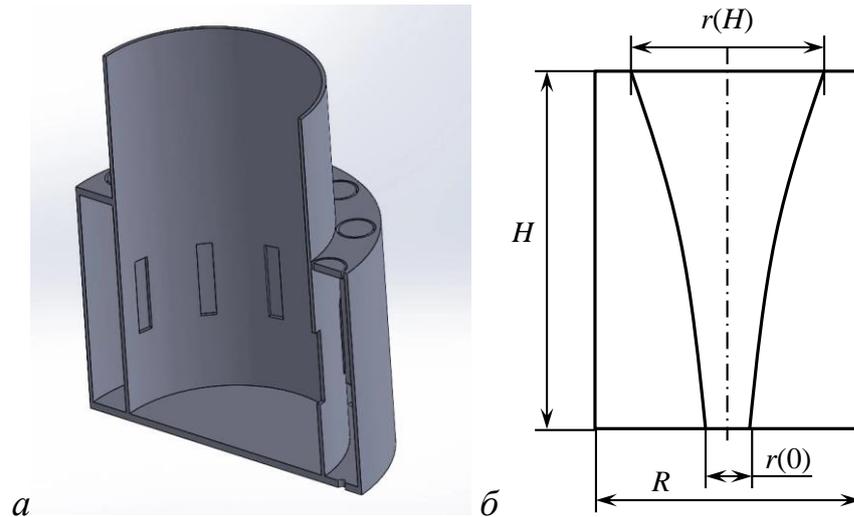


Рисунок 3.19 – Вид *а*) мультивихревого сепаратора для разделения эмульсии в межтрубном пространстве, *б*) схематичное изображение образовавшейся воронки внутри вихря в межтрубном пространстве сепаратора

Основные допущения: движение стационарное и осесимметричное. Линейное вихревое распределение тангенциальной скорости $U\varphi(r) = W_{SL}r/R$, где $R = d_v/2$ – радиус цилиндра, W_{SL} – тангенциальная скорость на краю цилиндра, определяемая выражением (3.8), м/с. Плотности легкой и тяжелой фаз постоянны, их объемы не меняются. Массовая доля легкой фазы в эмульсии c_x известна и постоянная по объему. Тогда с учетом общего объема цилиндра $V = \pi R^2 H$ имеем, что объем легкой фазы составляет $V_o = c_x \pi R^2 H$, а объем тяжелой фазы – $V_w = (1 - c_x) \pi R^2 H$. Гидростатическое давление учитывается.

Таким образом, уравнение баланса сил центробежной и тяжести на границе раздела фаз запишется в виде

$$(\rho_w - \rho_o) \frac{U_\phi^2(r)}{r} = (\rho_w - \rho_o) g \frac{dz}{dr} \quad (3.9)$$

Упростив выражение, с учетом $U_\phi(r) = W_{SL}r/R$, получаем, что выражение (3.9) преобразуется к виду:

$$\frac{W_{SL}^2}{R^2} r = g \frac{dz}{dr} \quad (3.10)$$

Объемы масла и воды в выделенном цилиндре находятся как

$$V_o = \int_0^H \pi r(z)^2 dz \quad (3.11)$$

$$V_w = \int_0^H \pi (R^2 - r(z)^2) dz \quad (3.12)$$

Из условия равновесия на границе раздела, разделив переменные и проинтегрировав (3.10), получим

$$z(r) = \frac{W_{SL}^2}{2gR^2} r^2 + C \quad (3.13)$$

Постоянная интегрирования определяется как $C = -\frac{W_{SL}^2}{2gR^2} r_0^2$, из условия, что на дне цилиндра ($z = 0$) граница раздела проходит при $r = r_0$

$$z(r) = \frac{W_{SL}^2}{2gR^2} (r^2 - r_0^2) \quad (3.14)$$

Из условия сохранения объема легкой фазы

$$V_o = \int_0^H \pi r(z)^2 dz = c_x \pi R^2 H \quad (3.15)$$

Подставив $z(r)$ в (3.15) и упростив, вычислим интеграл

$$\frac{W_{SL}^2}{4g} \left(R^2 - \frac{r_0^4}{R^2} \right) = c_x H . \quad (3.16)$$

Решим относительно r_0

$$r_0 = \left(R^4 - \frac{4c_x g H R^2}{W_{SL}^2} \right)^{1/4} . \quad (3.17)$$

Выразим $r(z)$

$$r(z) = \left(\left(R^4 - \frac{4c_x g H R^2}{W_{SL}^2} \right)^{0,5} + \frac{2gR^2 z}{W_{SL}^2} \right)^{0,5} \quad (3.18)$$

где z – продольная координата.

Подставим $z = 0$ в формулу (3.18)

$$r(0) = \left(R^4 - \frac{4c_x g H R^2}{W_{SL}^2} \right)^{1/4} . \quad (3.19)$$

Подставим $z = H$ в формулу (3.18)

$$r(H) = \left(\left(R^4 - \frac{4c_x g H R^2}{W_{SL}^2} \right)^{0,5} + \frac{2gR^2 H}{W_{SL}^2} \right)^{0,5} . \quad (3.20)$$

Формулы (3.19), (3.20) позволяют определить радиус границы раздела легкой и тяжелой фаз на дне $z = 0$ межтрубного пространства мультивихревого сепаратора и на верхней крышке $z = H$ выделенного цилиндра.

При увеличении концентрации легкой фазы в составе эмульсии необходимо увеличение размера отверстия в днище сепарационной зоны в межтрубном пространстве мультивихревого сепаратора (рисунок 3.20). Также исследования показали, что при увеличении высоты щели до 15 мм размеры радиуса отверстия уменьшаются, причем предельной высотой сепарационной зоны является значение 65 мм, если $b_s = 5,5$ мм; $h_s = 10$ мм. Это связано с изменением условий потока и распределения фаз внутри сепаратора.

Результаты исследований демонстрируют, что изменение массовой доли легкой фазы в эмульсии в диапазоне 0,15–0,25 не сказывается на изменении значений радиуса $r(H)$ (рисунок 3.21). Это может означать, что в данном диапазоне концентраций легкая фаза уже эффективно отделяется и дополнительное увеличение ее концентрации не приводит к значительным изменениям в распределении фаз на верхней крышке.

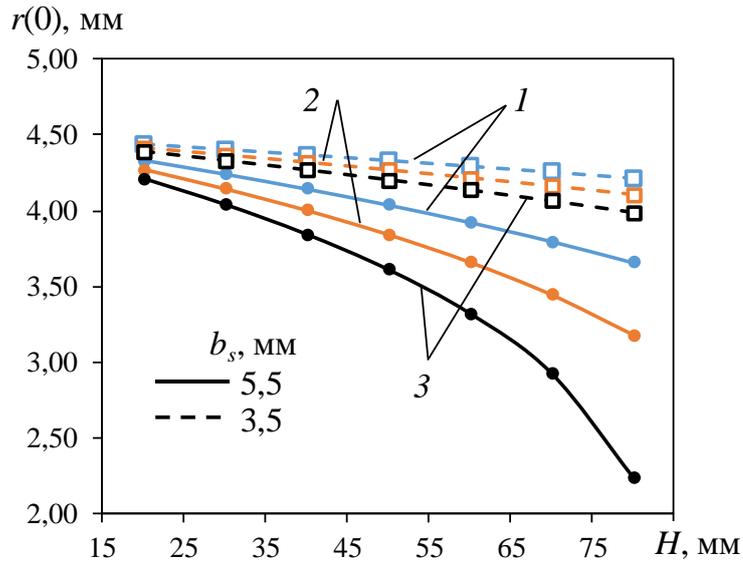


Рисунок 3.20 – Изменение радиуса отверстия для отвода легкой фазы от высоты сепарационной зоны мультивихревого сепаратора H при c_x : 1 – 0,15, 2 – 0,2, 3 – 0,25; b_s , мм: линия 5,5, штриховая 3,5; $h_s = 10$ мм

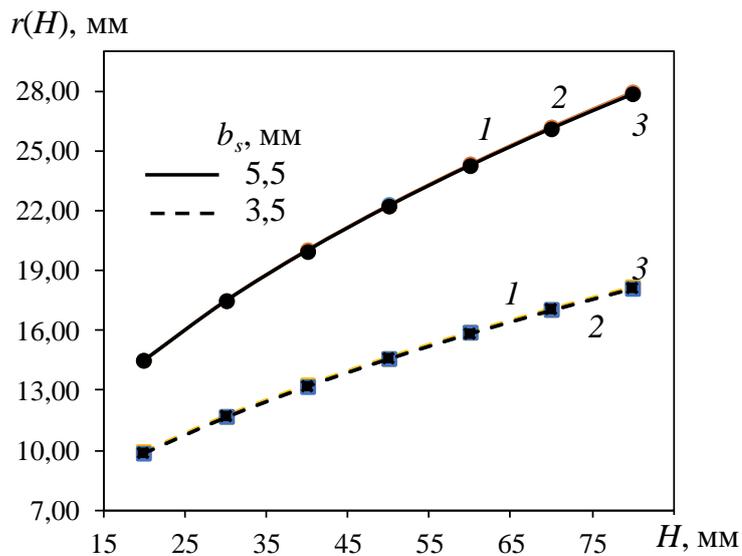


Рисунок 3.21 – Изменение радиуса кольцевого отверстия для отвода тяжелой фазы от высоты сепарационной зоны мультивихревого сепаратора H при c_x : 1 – 0,15, 2 – 0,2, 3 – 0,25; b_s , мм: линия 5,5, штриховая 3,5; $h_s = 10$ мм

Таким образом, размеры щелевого отверстия во внутренней трубе сепаратора, через которую поступает эмульсия в межтрубное пространство, влияют на гидродинамические условия внутри сепаратора и на образование вихрей. Изменение ширины и высоты щели может изменять скорость и траекторию

движения фаз, что в свою очередь влияет на необходимый диаметр отверстий для их отвода. Видно, что диаметр отверстий изменяется в зависимости от концентрации фаз и геометрических параметров сепаратора, что позволяет оптимизировать процесс разделения для достижения наилучших результатов.

Основным преимуществом использования мультивихревого сепаратора для эмульсий с высокой стабильностью или малыми различиями в плотности фаз является то, что время, необходимое для разделения фаз, значительно сокращается. С учетом полученных формул осуществляется поиск оптимальных параметров для повышения эффективности разделения фаз в мультивихревых сепараторах, что позволяет улучшить качество конечного продукта, что важно для различных отраслей, таких как нефтепереработка, химическая промышленность и другие. Причем оптимизация конструкции и режимов работы сепаратора может привести к снижению энергозатрат на процесс разделения.

3.3. Построение полей скоростей

Для подтверждения представленной теории и получения результатов по эффективности улавливания мелкодисперсных частиц и гидравлическому сопротивлению мультивихревого классификатора было выполнено численное моделирование в программном комплексе Ansys Fluent. В программе используется метод конечных элементов, а расчет течения жидкостей и газов осуществляется на основе решения уравнения Навье-Стокса [216, 217]:

$$\frac{\partial \vec{v}}{\partial t} = -(\vec{v} \cdot \nabla) \vec{v} + \nu \Delta \vec{v} - \frac{1}{\rho} \nabla p + \vec{f}, \quad (3.21)$$

где ∇ – оператор набла; Δ – векторный оператор Лапласа; t – время, с; ν – коэффициент кинематической вязкости, м²/с; ρ – плотность, кг/м³; p – давление, Па; \vec{v} – векторное поле скорости; \vec{f} – векторное поле массовых сил.

Уравнение Навье-Стокса дополняется уравнением неразрывности:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0. \quad (3.22)$$

В качестве модели турбулентности использовалась Transition SST, которая представляет собой улучшенную стандартную SST-модель. Отличием Transition SST от стандартной модели является два дополнительных уравнения переноса: 1) для перемежаемости, 2) для скоростного напора, который рассчитан для толщины потери импульса.

Перед тем, как было проведено численное моделирование была построена трехмерная модель устройства, которая затем была импортирована в Ansys Fluent. При построении трехмерной модели задавались следующие геометрические размеры: наружный диаметр внутренней цилиндрической трубы и ее толщина – 57 и 3,5 мм соответственно, диаметр внешней цилиндрической трубы – 90 мм, диаметр круглого отверстия – 11, количество круглых отверстий – 18, количество прямоугольных щелей – 10, высота внутренней цилиндрической трубы – 87 мм, высота внешней цилиндрической трубы – 82 мм. Для получения массива данных варьировались некоторые конструктивные размеры: ширина прямоугольной щели b_s от 2,18 до 8,72 мм и высота прямоугольной щели h_s от 10 до 20 мм. Входная скорость газа W принималась равной 7,5 м/с. На выходе из сепаратора с соосно расположенными трубами задавалось атмосферное давление равное 101325 Па. В газовом потоке задавались частицы диоксида кремния с плотностью 2560 кг/м³ и размером от 1 до 20 мкм. При моделировании на дне устройства задавалось условие прилипания частиц.

Было обнаружено, что траектории движения частиц сильно зависят от радиуса межтрубного пространства и, в меньшей степени, от скорости транспортируемого воздуха и загрузки твердых частиц. Вблизи стенки наблюдалось отсутствие средней силы сопротивления. Результаты исследований показывают, что число завихрений оказывает очевидное влияние на профили скоростей и уровень интенсивности турбулентности. При расчете вихревой структуры в классификаторе выделялся сектор поперечного сечения аппарата с углом раскрытия $\pi/9$ м рассматривались два вихря с условиями симметрии на границах этой области (рисунок 3.22).

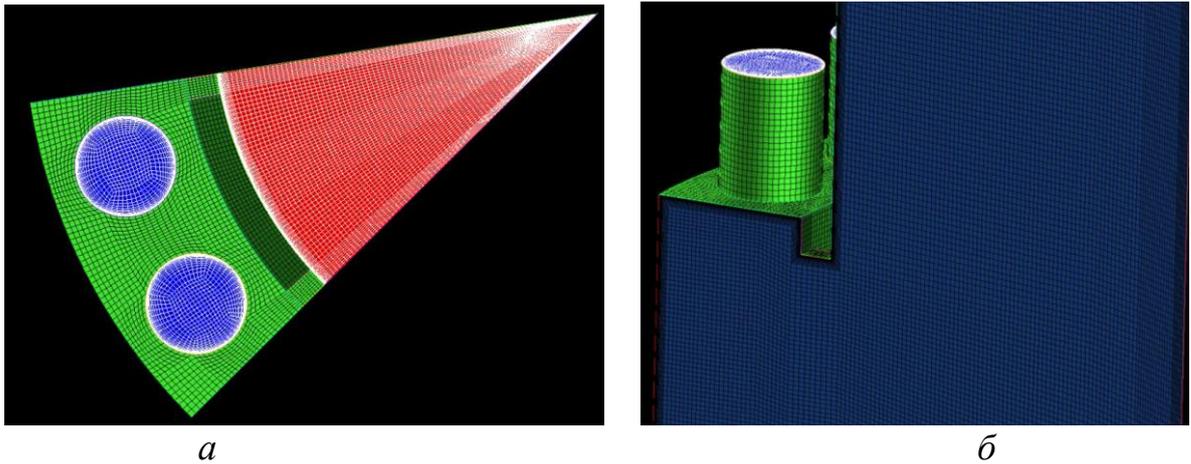


Рисунок 3.22 – Сеточная модель, вид сверху (*а*) и сбоку (*б*). Количество элементов 680 тысяч

При прохождении через каждое отверстие в центральной трубе, поток газа распадается на две части, каждая из которых направляется в противоположное относительно друг друга направление, образуя завихрение в межтрубном пространстве (рисунок 3.23). Количество таких завихрений вдвое больше, чем количество выполненных отверстий. Было обнаружено, что профили концентрации частиц в классификаторе имеют симметричное распределение относительно оси трубы, а более высокая концентрация частиц наблюдается вблизи стенки в области ускорения в межтрубном пространстве.

При моделировании важно учитывать такие факторы, как турбулентность, двустороннее сцепление, поперечные подъемные силы частиц, столкновения частиц со стенкой, шероховатость стенки, столкновение между частицами. Было обнаружено [218], что для шероховатых стенок уменьшается гравитационное осаждение и частицы повторно взвешиваются из-за среднего увеличения угла отскока по сравнению с углом удара. Это также означает, что частицам требуется больше энергии для повторного ускорения в направлении потока. Влияние сдвига и силы тяжести на движение мелких частиц в вязком подслое было исследовано в работе [219] и доказано, что турбулентность, сдвиг и гравитация влияют на движение частиц в турбулентных пограничных слоях, особенно на осаждение частиц и повторное взвешивание. Был сделан вывод о том, что сдвиг вызывает

заметное движение частиц перпендикулярно поверхности, которое невозможно предсказать с учетом чисто турбулентных эффектов.

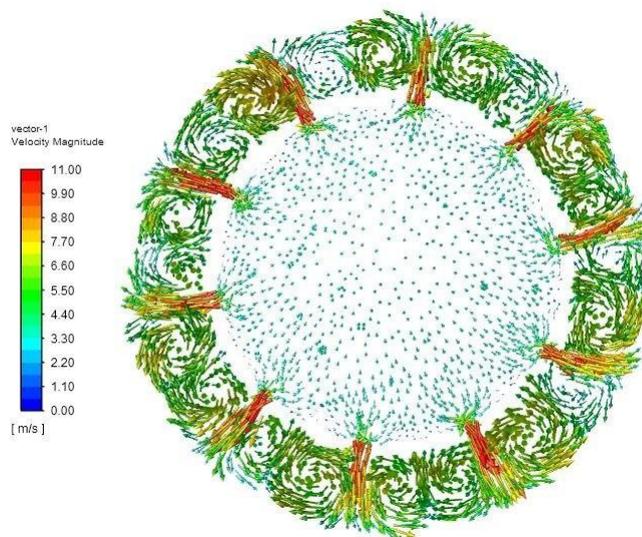


Рисунок 3.23 – Линии тока завихрений в межтрубном пространстве

В ходе проведенных численных исследований было установлено, что потери давления в устройстве составляют не более 70 Па при входной скорости газового потока от 1 до 15 м/с и ширине прямоугольной щели в диапазоне от 10 до 15 мм. В качестве модели турбулентности использовалась Transition SST. Процесс построения сетки представлен на рисунке 3.24 [220].

Для проведения численных расчетов была построена трехмерная модель мультивихревого сепаратора со следующими геометрическими размерами: высота и диаметр внутренней цилиндрической трубы – 125 и 100 мм соответственно, диаметр отверстий в решетке – 24 мм, высота щели 97 мм, высота и диаметр внешней цилиндрической трубы – 100 и 130 мм соответственно. При проведении численного моделирования на входном патрубке задавалась входная скорость W , м/с, которая варьировалась от 1 до 15. Также изменялась ширина прямоугольных щелей b от 10 до 15 мм и их количество. На стенках задавали условие отражения частиц, а на дне бункера условие прилипания. На выходном патрубке 2 задавалось давление равное атмосферному 101325 Па, плотность воздуха ρ принималась равной 1,2 кг/м³. При моделировании влияние частиц на поток не учитывалось, в связи с тем, что их концентрация была менее 1%. Поэтому на первом этапе

определялись линии тока сплошной фазы и уже затем в зависимости от того, каким образом шло их расположение в аппарате, определялись траектории частиц.

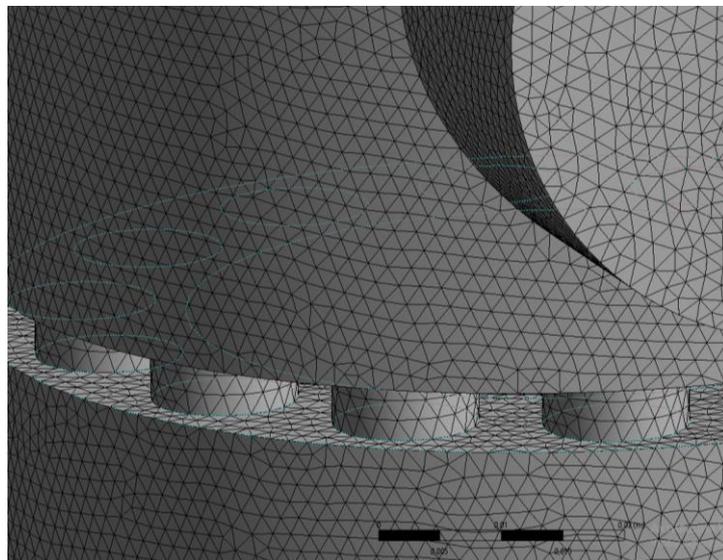
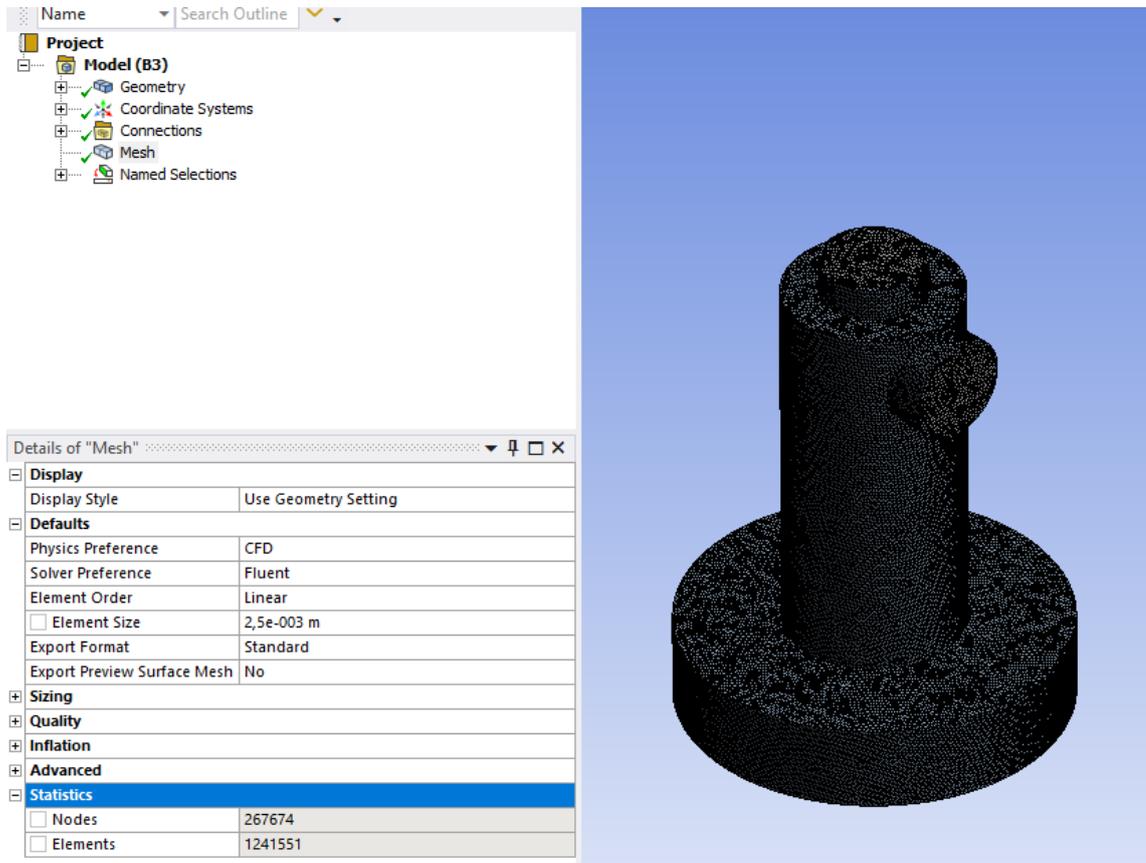


Рисунок 3.24 – Характеристики расчетной сетки, ее геометрические элементы

Также при использовании модели турбулентности Transition SST было исследовано изменение скорости газового потока в прямоугольных щелях в зависимости от точки измерения. Для определения скорости газового потока в различных точках прямоугольной щели, она была разделена на 7 участков с шагом

10 мм. На первом и последнем участках скорость газа была равно нулю, так как это были крайние положения в верхних и нижних частях щели, которые непосредственно контактировали с внутренней цилиндрической трубой. В промежуточных участках скорость газа была равна в среднем 12,4 м/с. При этом максимальная скорость газа достигалась в верхних участках, которая составляла до 14,8 м/с. Минимальная скорость газового потока фиксировалась в центральной части прямоугольных щелей равная 11 м/с. По мере отдаления к нижним исследуемым участкам щели от центрального скорость газового потока снова увеличивалась до 12,7 м/с (рисунок 3.25).

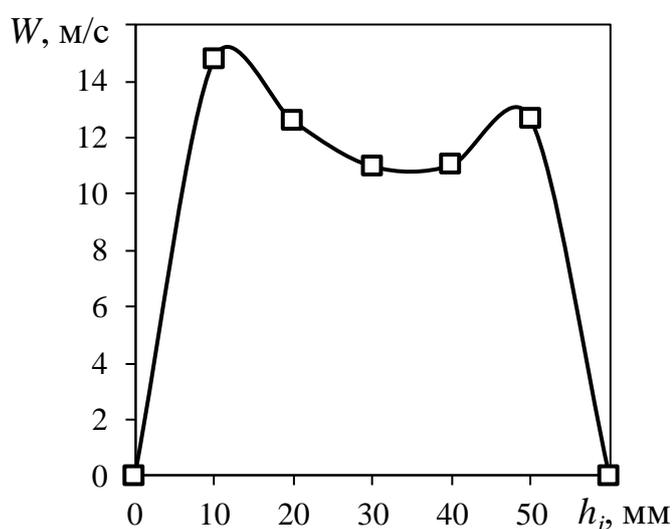


Рисунок 3.25 – Изменение скорости движения газового потока из прямоугольной щели от расположения участка, на котором определялась скорость

Данное распределение скоростей газового потока можно объяснить следующим образом: при движении газа по внутренней цилиндрической трубе, большая часть потока направляется сразу же в сужения, т.е. в верхние участки прямоугольных щелей, вследствие этого там достигаются максимальные значения скоростей. Остальная часть газового потока распределяется на центральную и нижнюю части прямоугольных щелей и на область, которая следует после отверстия в конусообразной части внутренней цилиндрической трубе. При прохождении газа через нижнее отверстие в конусообразной части трубы он направляется в верхнюю часть устройства при этом огибая прямоугольные щели с наружной стороны, вследствие данного процесса происходит изменение структуры

потока в нижней и центральной частях прямоугольных щелей, что приводит к изменению значений скоростей газового потока в них. В частности, восходящий поток подбирает и толкает газ, выходящий из нижних участков прямоугольных щелей, но по мере продвижения к центральной части щелей, он становится дополнительным сопротивлением для выходящего потока из щели, вследствие чего скорость газа в центральных участках щелей падает (рисунок 3.25) [220].

Низкие потери давления обусловлены простотой конструкции и тем, что образовавшиеся вихреобразования в межтрубном пространстве практически не контактируют с поверхностями стенок, что позволяет минимизировать торможение газового потока, т.е. максимально снизить потери давления, вызванные трением. При изменении ширины щели и входной скорости газового потока существенным образом изменяется вихревая структура потока в межтрубном пространстве устройства. Наиболее стабилизированная вихревая структура наблюдалась при входной скорости газового потока 10 м/с и ширины щели 12 мм соответственно. Также было установлено, что в прямоугольных щелях по высоте скорость газа распределена неравномерно. Это вызвано тем, что при движении газового потока от входного патрубка в нижнюю часть устройства, вначале поток движется в близлежащую область, которая оказывается верхней частью прямоугольных щелей. Вследствие этого, радиальная скорость движения газового потока выше в верхних частях прямоугольных щелей, чем в нижних.

На рисунке 3.26 продемонстрировано движение газового потока в мультивихревом сепараторе при различных входных скоростях и ширины щелей. Как видно, стабилизированная структура вихрей в межтрубном пространстве образуется только при определенных значениях технологических и конструктивных параметров, которые также коррелируются между собой. При ширине прямоугольных щелей 12 мм устанавливается достаточно устойчивая вихревая структура, которая также прослеживается по высоте устройства (рисунок 3.26 – 1.a и 1.b). При уменьшении прямоугольных щелей до 7 мм вихри разрушают друг друга, что не позволяет создать устойчивой вихревой структуры в межтрубном пространстве (рисунок 3.26 – 2.a и 2.b). Для того, чтобы произошла

стабилизация вихревой структуры в межтрубном пространстве необходимо уменьшение диаметра внешней цилиндрической трубы, так как на рисунке 3.26 – 2.a отчетливо видно, что между вихрями имеется большая область разрежения, которая негативно сказывается на вращении вихрей.

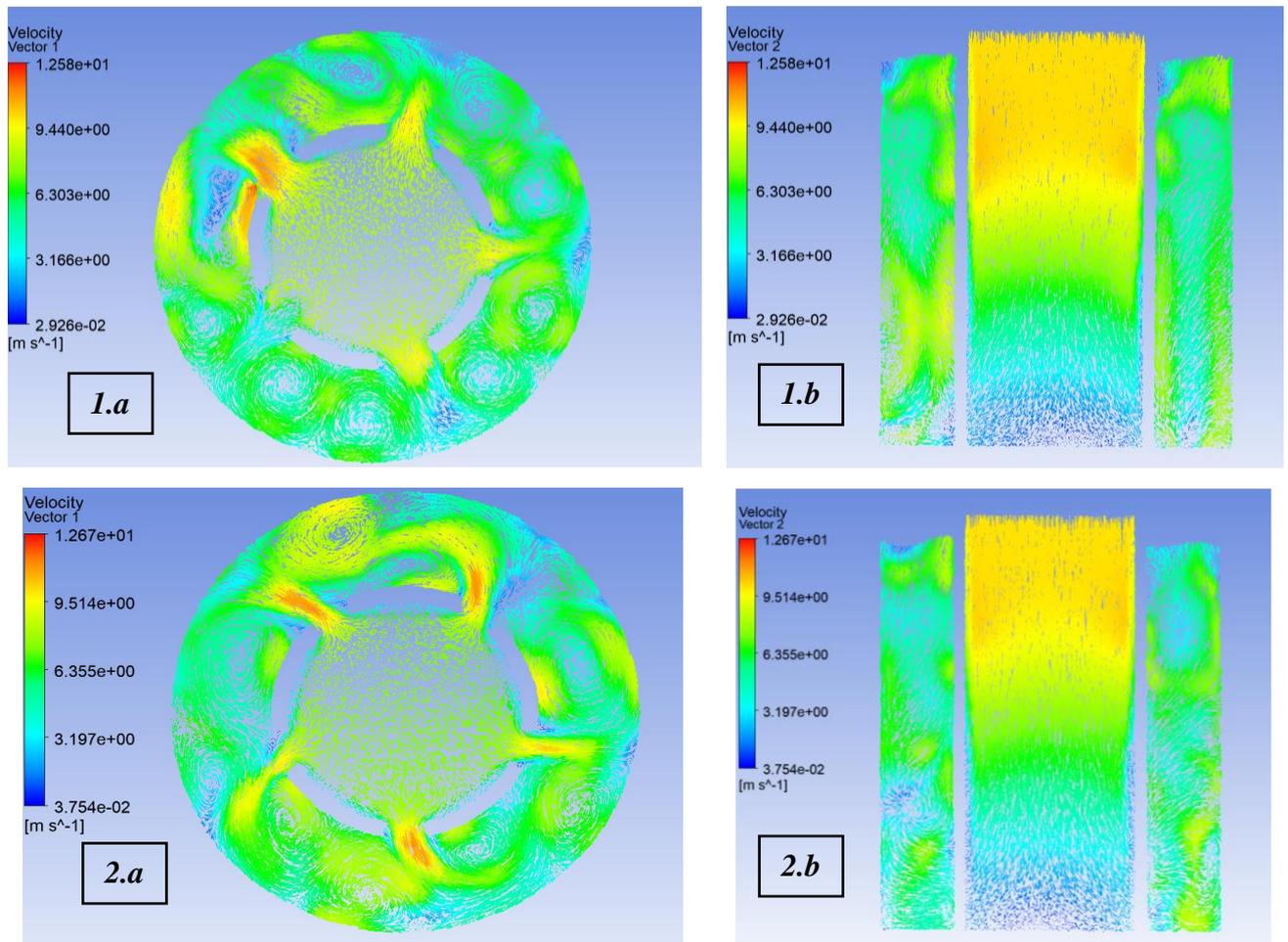


Рисунок 3.26 – Визуализация газодинамики в мультивихревом сепарационном устройстве с соосно расположенными трубами в различных сечениях:

1 – входная скорость газа – 10 м/с, ширина щели – 12 мм, 2 – входная скорость газа – 10 м/с, ширина щели – 7 мм (*a* – вид сверху, *b* – вид сбоку)

В случае моделирования структуры потока газа с дисперсными частицами воды при температуре 20°C в мультивихревом сепараторе структура потока несколько изменяется, также должна быть предусмотрена противоточная схема движения взаимодействующих фаз с подачей сверху вниз жидкости (рисунок 3.27).

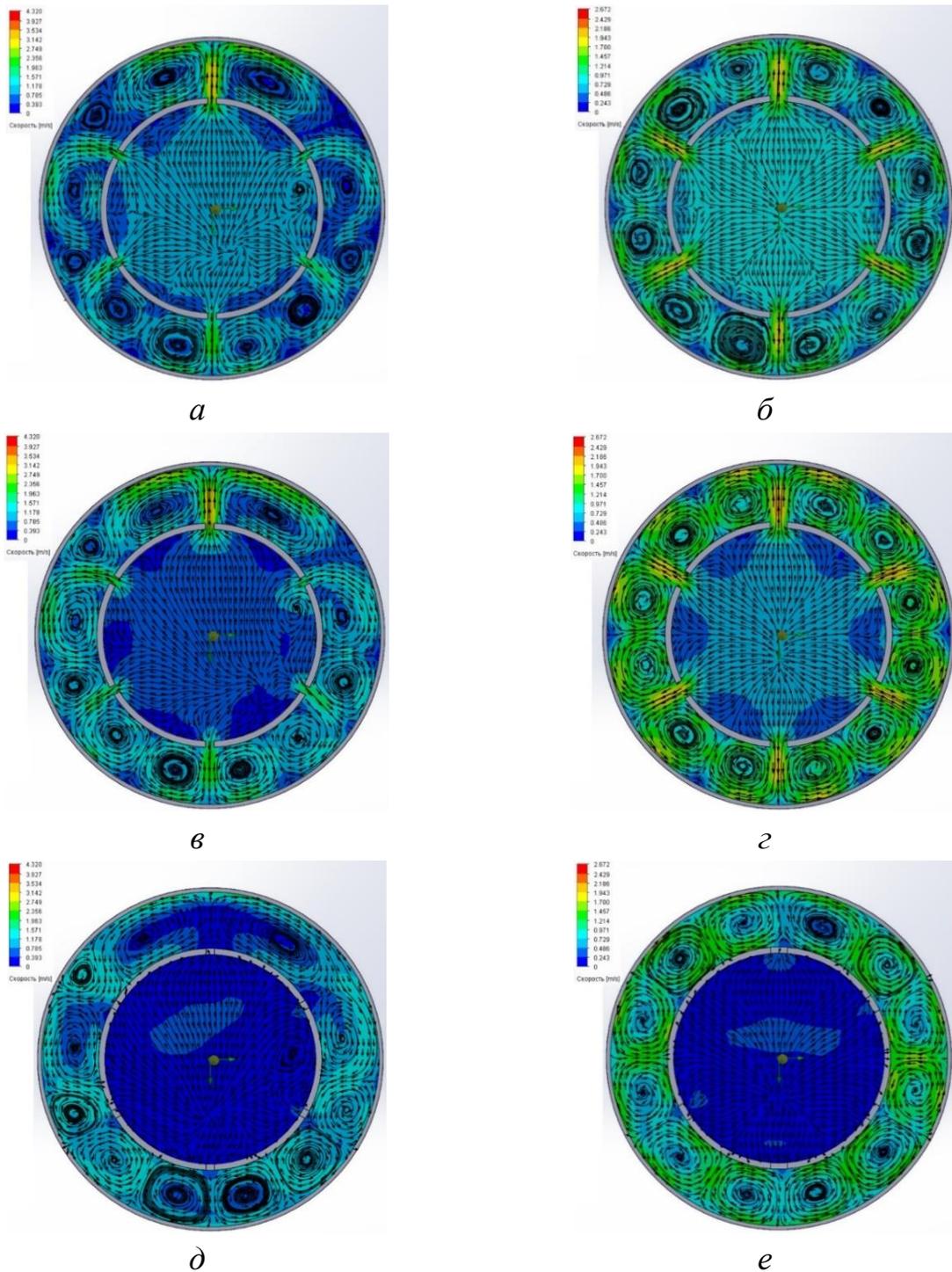


Рисунок 3.27 – Профили скоростей газа в поперечном сечении сепаратора при ширине прорезей b_s , мм: *a*, *в*, *д* – 2; *б*, *г*, *е* – 4 и расстоянии от основания сепаратора до поперечного сечения, мм: *a*, *б* – 10; *в*, *г* – 30; *д*, *е* – 50

Для анализа процесса сепарации газожидкостного потока спроектирован сепаратор высотой 130 мм с учетом расстояния над разделительной тарелкой с отверстиями (сепарационная зона) 40 мм, внутренний диаметр наружной цилиндрической трубы 80 мм, наружный диаметр внутренней цилиндрической

трубы 53 мм с 6 прорезями. В ходе численных исследований изменялись ширина прорезей от 2 до 4 мм, а их высота варьировалась от 45 до 85 мм. В качестве несущей среды был принят воздух. В ходе численных исследований изменялась среднерасходная скорость воздуха от 1 до 10 м/с на входе в трубу. При этом диаметр дисперсных частиц (капель воды сферической формы) задавался в диапазоне 0,05–1 мм. На всех поверхностях кольцевого межтрубного пространства, а также в сепарационной части над разделительной тарелкой принималось условие прилипания. В результате анализа наблюдается изменение структуры потока газа при переходе от зоны непосредственного контакта воды и воздуха к сепарационной зоне над разделительной тарелкой (на расстоянии 90 мм от основания контактной ступени). Кроме того, при увеличении ширины прорезей наблюдается более упорядоченная структура вихрей в межтрубном пространстве сепаратора (рисунок 3.27). При начальном положении капель жидкости в сепарационной зоне предполагается наибольшая эффективность осаждения, как правило, у сепаратора с небольшой шириной прорезей. Влияние высоты прорезей на изменение структуры потока в межтрубном пространстве сепаратора представлено на рисунке 3.28.

При наибольшей высоте прорезей наблюдается более стабильная вихревая структура с высокой интенсивностью крутки по всей высоте контактной зоны межтрубного пространства мультивихревого сепаратора, что сказывается на эффективности осаждения капель жидкости, которая увеличивается с ростом высоты прорезей (рисунок 3.28), причем это характерно для капель небольших диаметров (0,05 мм) вне зависимости от начального местоположения капель.

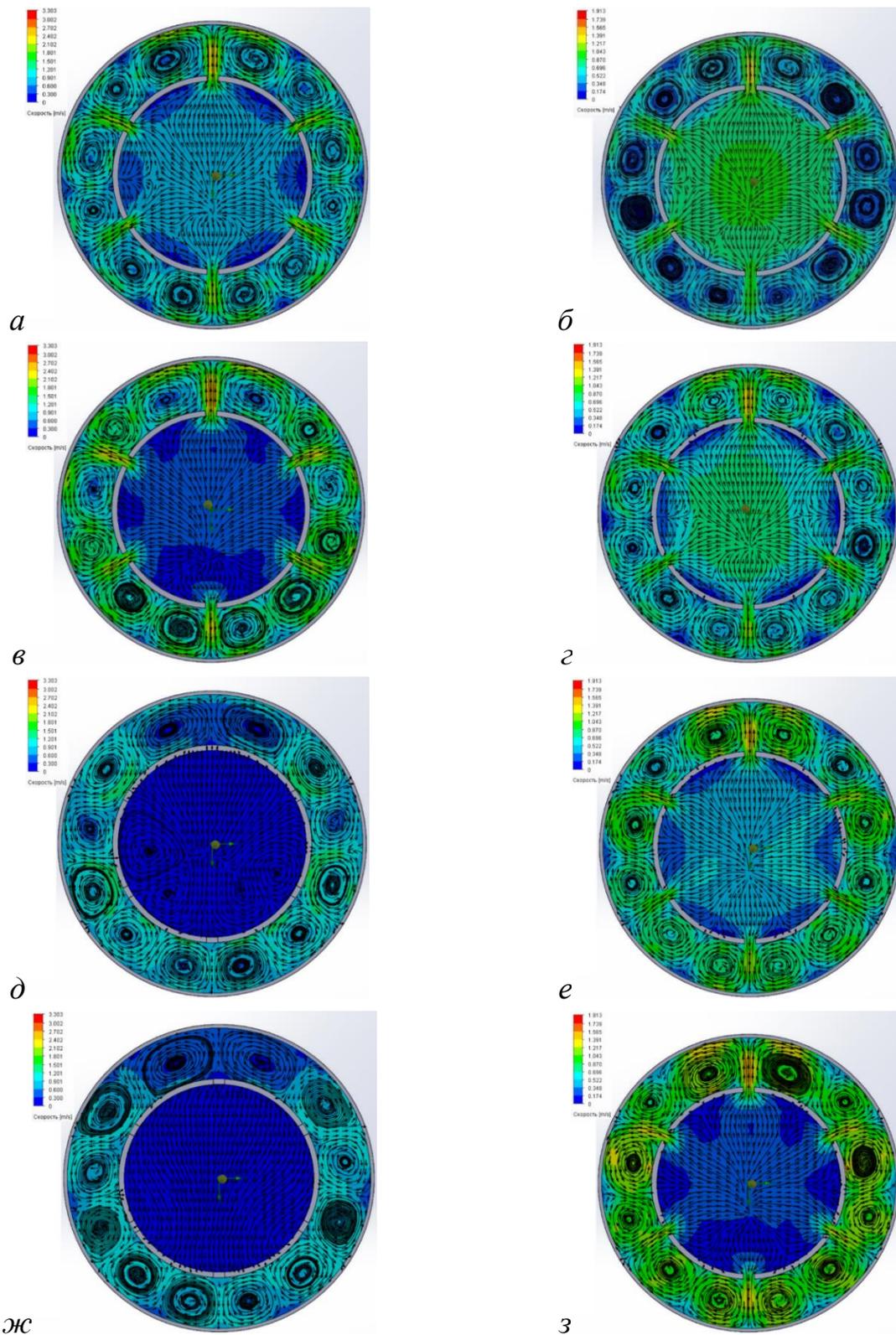


Рисунок 3.28 – Профили скоростей газа в поперечном сечении сепаратора при высоте прорезей h_s , мм: *а, в, д, ж* – 45; *б, г, е, з* – 85 и расстоянии от основания сепаратора до поперечного сечения, мм: *а, б* – 20; *в, г* – 40; *д, е* – 60; *ж, з* – 80

3.4. Определение эффективности фракционирования сыпучего материала

Численные исследования эффективности фракционирования частиц в мультивихревом классификаторе выполнялись в программном комплексе Ansys Fluent. Моделирование проводилось с использованием дифференциальных уравнений в частных производных (уравнение Навье-Стокса), которые дополняются уравнением неразрывности. В качестве модели турбулентности использовалась $k-\omega$ SST, т.к. в предыдущих исследованиях была получена допустимая неопределенность между физическим и численным исследованиями [221, 222]. Связь между движением текучей среды и частицами была одноходовой, т.е. влияние частиц на структуру потока не учитывалось, т.к. их объемная концентрация не превышала 1%. Модель рассчитывалась в нестационарном режиме.

В качестве объектов исследований рассматривались три конструктивные исполнения мультивихревого классификатора: 1) без изогнутых кольцевых разделительных перегородок; 2) с двумя изогнутыми кольцевыми разделительными перегородками; 3) с тремя изогнутыми кольцевыми разделительными перегородками (рисунок 3.29). Геометрические размеры трехмерных моделей мультивихревых классификаторов, на основе которых выполнялось численное моделирование: диаметр входного патрубка 64 мм, длина входного патрубка 180 мм, число прорезей во входном патрубке 10, их высота 55 мм, диаметр корпуса 100×5 мм, высота корпуса 230 мм, количество отверстий в разделительной перегородке 20, диаметр отверстий которых 8 мм. Изогнутые кольцевые разделительные перегородки установлены на расстоянии от внешней плоскости корпуса до пластины 85 мм. Расстояние между соседними перегородками 10 мм.

При численном моделировании были заданы следующие параметры: входная скорость газовой взвеси в устройство от 4 до 16 м/с, диаметр частиц от 5 до 100 мкм, плотность частиц 1075 кг/м³, на выходе из классификатора принималось атмосферное давление 101325 Па. На дне устройства задавалось условие

прилипания частиц для оценки количества частиц, попавших в бункер. На остальных стенках классификатора задавалось условие отскока частиц.

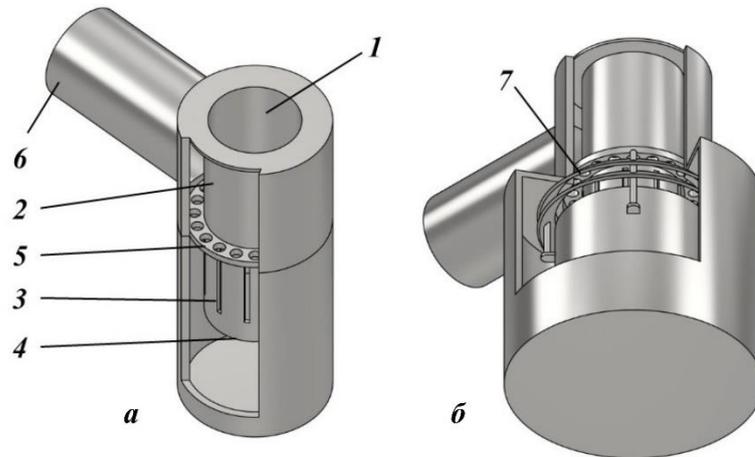


Рисунок 3.29 – Конструкция мультивихревого классификатора (в разрезе):

а) модель без изогнутых кольцевых пластин: *1* – входное отверстие; *2* – внутренняя труба; *3* – прямоугольные прорезы; *4* – отверстие в нижней части внутренней трубы; *5* – пластина с круглыми отверстиями; *6* – выходной патрубок;

б) модель с изогнутыми кольцевыми пластинами: *7* – изогнутые кольцевые пластины

Эффективность улавливания частиц статическим мультивихревым классификатором рассчитывалась по формуле:

$$E = \frac{n_{out}}{n_{in}} \cdot 100\% , \quad (3.23)$$

где n_{out} – количество частиц, уловленных классификатором, т.е. тех, которые достигли дна в численной модели аппарата; n_{in} – количество частиц в потоке, который входит в мультивихревой классификатор.

Динамика газозвеси рассчитывалась на основе метода Лагранжа-Эйлера. Более того, использовался метод одиночной частицы, который исключал обратное влияние дисперсной фазы на несущую среду. Для определения эффективности работы сепаратора в него запускалось 1000 частиц, а далее в результате выполняемого расчета определялось сколько частиц из 1000 покинуло устройство, что позволяло определить эффективность устройства. Применялась монодисперсная модель, все частицы были одинакового диаметра. Движение

принималось вихревым, считалось, что частицы вращаются, а в качестве граничных условий на стенках принималось условие симметричного отскока, что означает, что продольные составляющие скорости сохраняют значения, а нормальные составляющие сохраняют величину, но меняют знак при отскоке.

Кроме того, рассчитывалось аэродинамическое сопротивление аппаратов:

$$\Delta p = p_{in} - p_{out}, \quad (3.24)$$

где p_{in} – статическое давление на входе в классификатор, Па; p_{out} – давление на выходе из аппарата, т.е. атмосферное давление, Па.

Результаты численного моделирования показали, что статический мультивихревой классификатор позволяет разделять частицы разной дисперсности на две фракции с достаточно высокой эффективностью. При этом крупность граничного зерна зависит от скорости газовой смеси на входе в аппарат, которая смещается в область больших размеров частиц с уменьшением скорости (рисунок 3.30–рисунок 3.33). Например, для классификатора без изогнутых кольцевых пластин при входной скорости газовой смеси равной 4 м/с крупность граничного зерна составляет 75 мкм, при увеличении скорости до 16 м/с крупность граничного зерна соответствует 35 мкм (рисунок 3.30).

Исследования показали, что конструктивное оформление классификатора влияет на чистоту разделения. Как известно, идеальным фракционированием считается процесс, при котором порошок разделяется на две фракции, в каждой из которых содержатся частицы определенной дисперсности. При этом частицы одного и того же размера при идеальном фракционировании в двух получаемых фракциях после разделения находиться не могут. На практике достичь идеального фракционирования практически невозможно, т.к. учесть большую выборку факторов воздействия (технологические, теплофизические и др.) затруднительно. Результаты численных исследований демонстрируют, что наличие изогнутых кольцевых пластин в классификаторе относительно других конструкций без наличия данных пластин приводит к большему появлению объемных концентраций частиц иных размеров в получаемой фракции определенной дисперсности. Например, для задачи получения порошка с крупностью граничного

зерна равной 40 мкм, применение классификатора без изогнутых пластин может осуществляться при входной скорости газозвеси 16 м/с (рисунок 3.30).

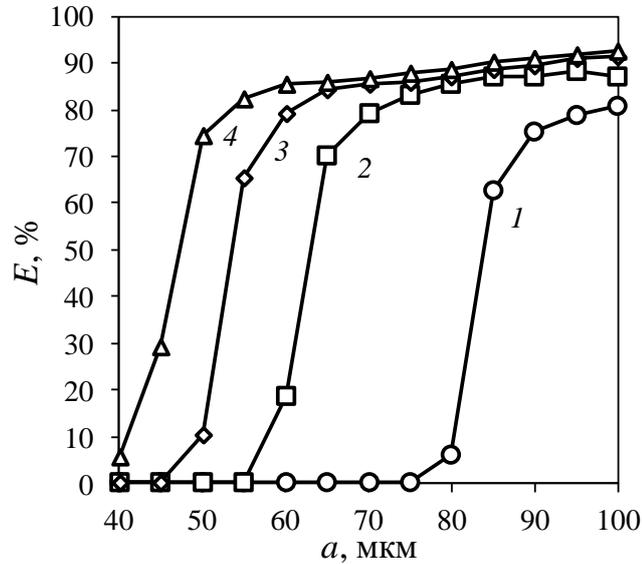


Рисунок 3.30 – Эффективность фракционирования частиц силикагеля в мультивихревом классификаторе без изогнутых кольцевых пластин от их диаметра при скорости газозвеси на входе в аппарат, м/с: 1 – 4; 2 – 8; 3 – 12; 4 – 16

При этом эффективность улавливания частиц до 40 мкм будет составлять около 5%, т.е. объемная доля «ненужных» частиц в малом количестве будет присутствовать. В случае применения классификатора с изогнутыми кольцевыми пластинами (рисунок 3.31 и рисунок 3.32) для решения данной задачи эффективность улавливания частиц размером до 40 мкм варьируется от 14 до 40% в зависимости от скорости газозвеси, что хуже относительно предшествующего варианта (рисунок 3.30). Графические зависимости (рисунок 3.30–3.32) наглядно показывают, что сепарация частиц из газозвеси существенно зависит от центробежного поля, возникаемого в межтрубном пространстве аппарата. Инерционная (сепарация за счет резкого изменения направления движения газозвеси) и гравитационная (сепарация за счет силы тяжести) составляющие имеют существенно меньшее влияние. Например, при относительно небольшой скорости 4 м/с (рисунок 3.30) эффективность улавливания частиц размером до 75 мкм составляет 0%, т.е. даже относительно крупные частицы размером более 60 мкм увлекаются потоком газа из аппарата.

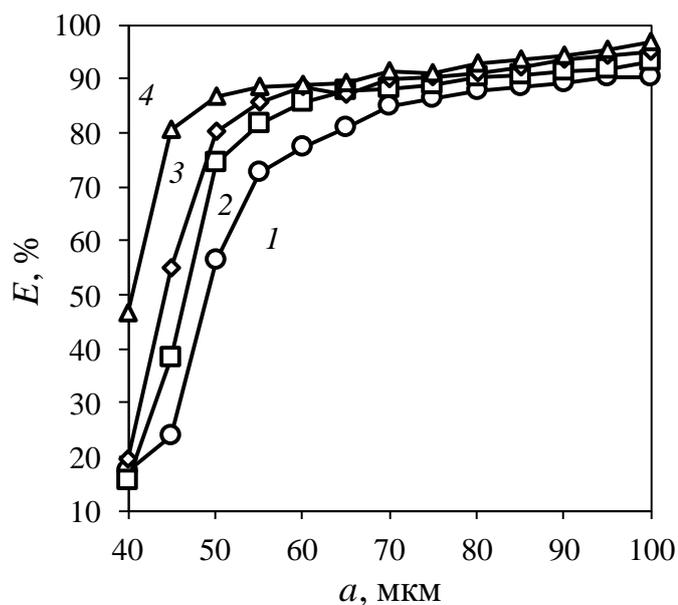


Рисунок 3.31 – Эффективность фракционирования частиц силикагеля в мультивихревом классификаторе с двумя изогнутыми кольцевыми пластинами от их диаметра при скорости газовой взвеси на входе в аппарат W , м/с: 1 – 4; 2 – 8; 3 – 12; 4 – 16

Увеличение скорости до 12 м/с позволяет существенно увеличить центробежные силы в межтрубном пространстве. Эффективность классификатора резко возрастает. Нулевая эффективность соответствует улавливанию частиц размером до 45 мкм (рисунок 3.30). Необходимо отметить, что аэродинамическое сопротивление исследуемых конструкций классификаторов отличается не существенно. Потери давления в аппарате составляют от 128 до 2230 Па при скорости газа на входе в классификатор от 4 до 16 м/с. С увеличением среднерасходной скорости на входе в аппарат крупность зерна уменьшается (рисунок 3.33).

Нулевая эффективность улавливания частиц статическим мультивихревым классификатором без изогнутых кольцевых пластин при их дисперсности до 75, 55, 45 и 35 мкм достигается при скорости газовой взвеси на входе в аппарат W равной 4, 8, 12 и 16 м/с соответственно (рисунок 3.30). Резкий рост эффективности классификатора происходит при размере частиц от 75 до 90 мкм (при $W = 4$ м/с), от 55 до 70 мкм (при $W = 8$ м/с), от 45 до 60 мкм (при $W = 12$ м/с), от 35 до 55 мкм (при

$W = 16$ м/с). С увеличением размера частиц относительно этих диапазонов рост эффективности мультивихревого классификатора происходит постепенно без резких скачков. Эффективность аппарата изменяется от 76 до 81 % ($90 < a < 100$ мкм, где a – диаметр частиц силикагеля, мкм, $W = 4$ м/с), от 80 до 87% ($70 < a < 100$ мкм, $W = 8$ м/с), от 79 до 91% ($60 < a < 100$ мкм, $W = 12$ м/с), от 82 до 92% ($55 < a < 100$ мкм, $W = 16$ м/с). Можно отметить, что крупность граничного зерна при скорости газовой взвеси на входе в аппарат W равной 4, 8, 12 и 16 м/с имеет значение 75, 55, 45 и 35 мкм соответственно (рисунок 3.30).

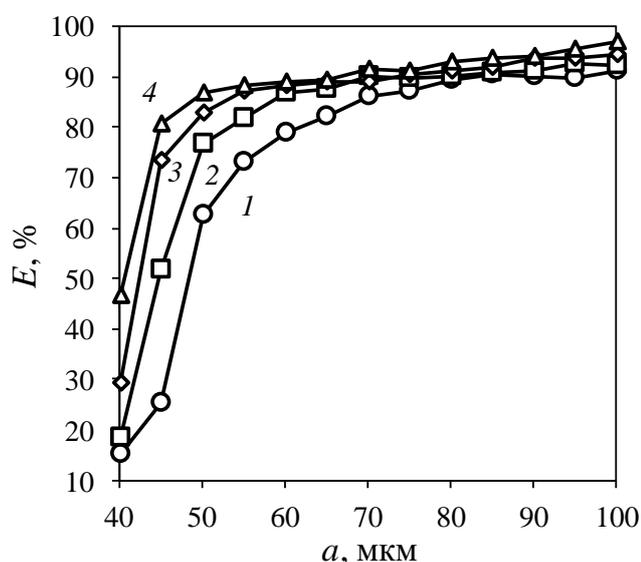


Рисунок 3.32 – Зависимость эффективности фракционирования частиц силикагеля в мультивихревом классификаторе с тремя изогнутыми кольцевыми пластинами от их диаметра при скорости газовой взвеси на входе в аппарат W , м/с: 1 – 4; 2 – 8; 3 – 12; 4 – 16

Эффективность статического мультивихревого классификатора с двумя изогнутыми кольцевыми пластинами составляет до 11% ($a < 35$ мкм, $W = 4$ м/с), до 7% ($a < 35$ мкм, $W = 8$ м/с), до 9% ($a < 35$ мкм, $W = 12$ м/с), до 15% ($a < 35$ мкм, $W = 16$ м/с). Аналогично результатам по классификатору без изогнутых кольцевых пластин (рисунок 3.30) с увеличением размеров частиц в некотором небольшом диапазоне происходит резкий рост эффективности аппарата, и далее она растет постепенно без резких скачков. Эффективность классификатора составляет от 72 до 90% ($55 < a < 100$ мкм, $W = 4$ м/с), от 81 до 93% ($55 < a < 100$ мкм, $W = 8$ м/с), от

80 до 94% ($50 < a < 100$ мкм, $W = 12$ м/с), от 80 до 96% ($45 < a < 100$ мкм, $W = 16$ м/с) (рисунок 3.31).

Эффективность улавливания частиц классификатором с тремя изогнутыми кольцевыми пластинами (рисунок 3.31) существенным образом не отличается от результатов, полученных для аппарата с двумя пластинами (рисунок 3.30). Она составляет до 10% при условии, что $a < 35$ мкм, $W = 4$ м/с, до 9% при $a < 35$ мкм, $W = 8$ м/с, до 11% при $a < 35$ мкм, $W = 12$ м/с, до 15% при $a < 35$ мкм, $W = 16$ м/с. Как было отмечено ранее при описании двух предыдущих графиков (рисунок 3.30, рисунок 3.31) далее идет резкий рост эффективности, после чего она увеличивается монотонно без резких скачков. Эффективность классификатора составляет от 72 до 91% (при размере частиц $55 < a < 100$ мкм, $W = 4$ м/с), от 81 до 92% (при $55 < a < 100$ мкм, $W = 8$ м/с), от 82 до 94% (при $50 < a < 100$ мкм, $W = 12$ м/с), от 80 до 96% (при $45 < a < 100$ мкм, $W = 16$ м/с) (рисунок 3.32).

Наличие изогнутых кольцевых пластин в классификаторе практически не влияет на его аэродинамическое сопротивление. Установлено, что при входной скорости газозвеси в аппарат от 4 до 16 м/с потери давления в классификаторе составляют от 128 до 2111 Па для модели без изогнутых кольцевых пластин, от 131 до 2230 Па для модели с двумя изогнутыми кольцевыми пластинами и от 141 до 2230 Па для модели с тремя изогнутыми кольцевыми пластинами (рисунок 3.33). Изменение плотности частиц в сторону ее увеличения при неизменной концентрации ведет к увеличению фракционной эффективности.

Таким образом, мультивихревой классификатор без изогнутых кольцевых пластин является предпочтительнее аппаратов с их наличием, т.к. фракции частиц после разделения являются более «чистыми», т.е. с меньшими объемными концентрациями частиц иных размеров. Это вызвано возникновением дополнительной турбулентности восходящего газового потока, которая появляется вследствие обтекания изогнутых кольцевых пластин и частичного затекания потока в них. В результате хаотичный поток подхватывает частицы при их сепарации из газа. В случае классификатора без изогнутых кольцевых пластин восходящий поток газа меньшим образом влияет на повторный унос уловленных

частиц. Вероятнее всего, при упорядочивании всех потоков в аппарате создается большее количество транспортных каналов, т.е. некоторых продольных областей небольшого размера с отрицательными или около нулевыми осевыми скоростями газа, при попадании в которые частицы уносятся в бункер классификатора. Возникновение более турбулизированного восходящего потока часть этих транспортных каналов разрушает, что и приводит к ухудшению фракционирования. При этом турбулизация потока не существенна, т.к. аэродинамическое сопротивление возрастает не более чем на 9% [223].

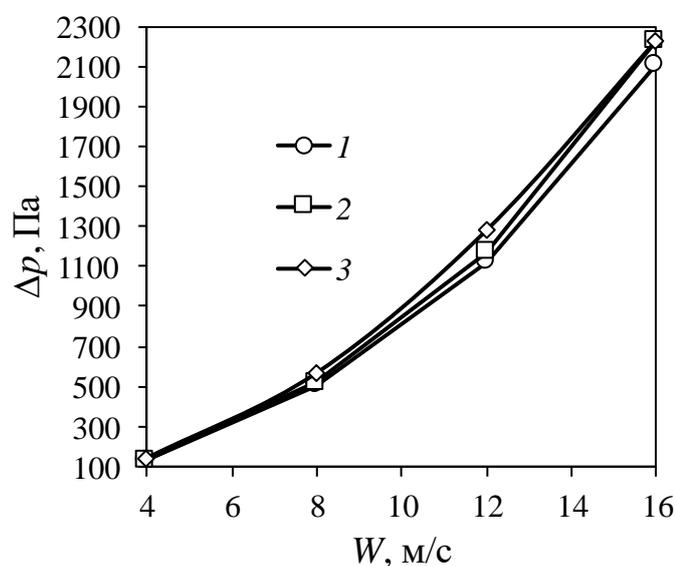


Рисунок 3.33 – Потери давления в мультивихревом классификаторе от скорости газа на входе в него: 1 – без разделительной перегородки; 2 – с двумя изогнутыми разделительными перегородками; 3 – с тремя изогнутыми разделительными перегородками

Был взят диапазон исследуемых частиц от 0 до 20 мкм и проведена оценка эффективности работы мультивихревого сепаратора с проделанными прямоугольными отверстиями во внутреннем цилиндре при разной высоте и ширине, а также изменяющейся скорости потока воздуха. Для наглядности результаты представлены графически (рисунок 3.34, рисунок 3.35), значения эффективности менее 40% не были представлены, с точки зрения неэффективности применения таких условий работы и конструктивного исполнения аппарата.

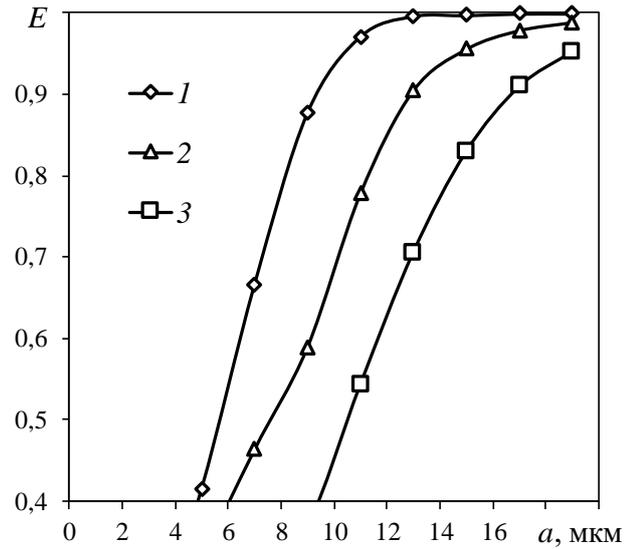


Рисунок 3.34 – Эффективность работы сепаратора от размера уловленных частиц при высоте прямоугольного отверстия h_s , мм: 1 – 10; 2 – 15; 3 – 20; $W = 7,5$ м/с, $b_s = 4,36$ мм

Стабильная вихревая структура в межтрубном пространстве организована при увеличении ширины прямоугольного отверстия до величины 4,5 мм, при скорости потока 7,5 м/с может быть достигнута высокие значения эффективности сепарации, при этом наиболее предпочтительным является исполнение отверстий высотой от 10 до 15 мм (рисунок 3.34).

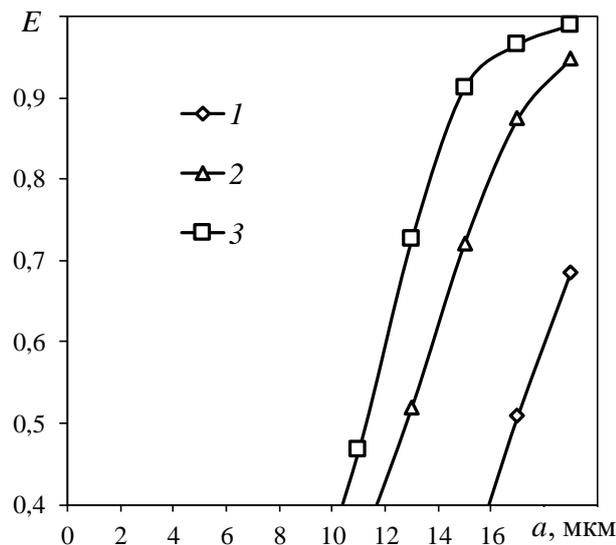


Рисунок 3.35 – Эффективность работы сепаратора от размера уловленных частиц при скорости газового потока W , м/с: 1 – 5; 2 – 7,5; 3 – 10; $b_s = 8,73$ мм; $h_s = 30$ мм

С увеличением ширины и высоты отверстий прямоугольной формы вихревую структуру поддерживать сложнее, струйки вытекают в межтрубное пространство неравномерно, что отражается на эффективности улавливания мелкодисперсных частиц не лучшим образом (рисунок 3.35).

При исследовании масштабирования конструкции получены следующие результаты – эффективность классификатора в масштабе 1:1, 1:2, 2:1 и 1:4 составляет от 65 до 75% при сепарации частиц в диапазоне 6 – 8, 4 – 6, 8 – 10 и 3 – 5 мкм соответственно (рисунок 3.36). Основные геометрические размеры классификатора в масштабе 1:1 следующие: диаметры входного и выходного отверстия – 60 мм, диаметр внешнего цилиндрического корпуса – 100 мм, высота устройства – 290 мм, высота и ширина прямоугольных щелей – 20 и 6 мм соответственно, диаметр отверстий в разделительной решетке – 12 мм, глубина и диаметр бункера – 50 и 210 мм соответственно.

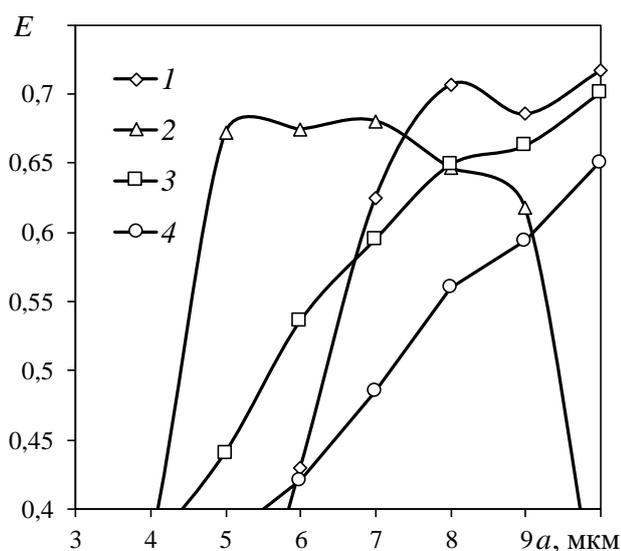


Рисунок 3.36 – Эффективность работы сепаратора от размера уловленных частиц при различных масштабах конструкции: 1 – 1:1; 2 – 1:2; 3 – 2:1; 4 – 1:4; $h_s = 20$ мм;

$$b_s = 6 \text{ мм}$$

Можно заметить тенденцию по снижению эффективности классификатора с увеличением диаметра частиц для масштаба конструкции 1:2 и 1:1 в определенном диапазоне размеров. Частицы отскакивают от внутренних стенок внешнего цилиндрического корпуса классификатора обратно в поток, при этом низкая

эффективность классификатора обусловлена нехваткой центробежных сил в межтрубном пространстве для их выбивания из структурированного завихренного потока (рисунок 3.36) [224]. Уменьшение масштаба конструкции ведет к перемещению границы разделения в меньшие диапазоны размеров.

Зависимость эффективности сепарации капель жидкости различных диаметров для условий (рисунок 3.27, 3.28) от безразмерного параметра h_i/H (где h_i – текущая высота срыва капель, H – общая высота контактной ступени) при среднерасходной скорости воздуха $W_{cp} = 1$ м/с, ширине и высоте прорезей равной 3 и 85 мм соответственно (рисунок 3.37) показывает, что капли диаметром 0,2 мм, расположенные на высоте 85 мм улавливаются с эффективностью 93,7%. При этом очевидно, что чем больше диаметр капель, тем выше эффективность сепарации.

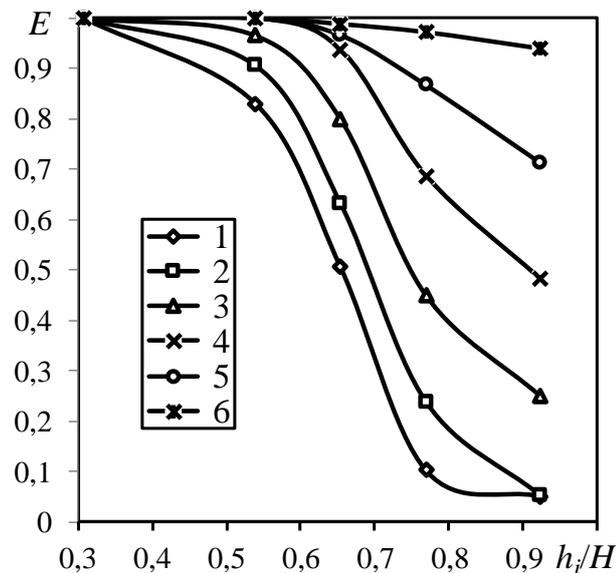


Рисунок 3.37 – Эффективность осаждения капель жидкости в мультивихревом сепараторе от безразмерного параметра h_i/H при их диаметре a , мм: 1 – 0,05; 2 – 0,1; 3 – 0,15; 4 – 0,2; 5 – 0,25; 6 – 0,5

Структура потока меняется при смене высоты сепарационной зоны. При начальном положении капель жидкости в сепарационной зоне наибольшая эффективность осаждения, как правило, наблюдается при небольшой ширине прорезей.

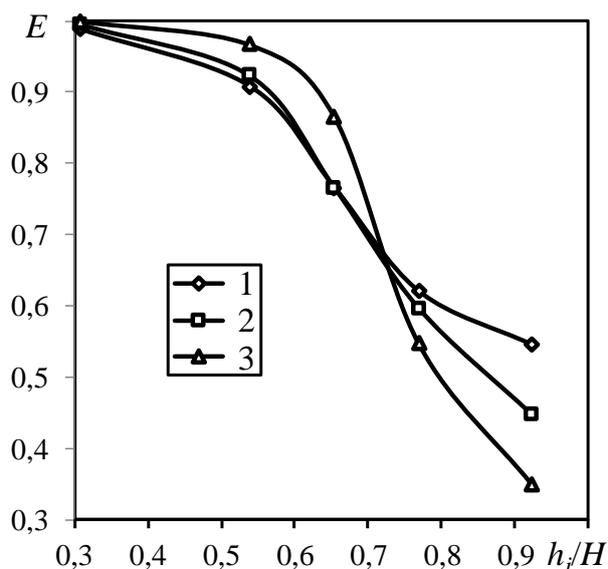


Рисунок 3.38 – Эффективность сепарации капель размером 0,015 мм от параметра h_i/H при ширине прорезей b_s , мм: 1 – 2; 2 – 3; 3 – 4, $W_{cp} = 1$ м/с

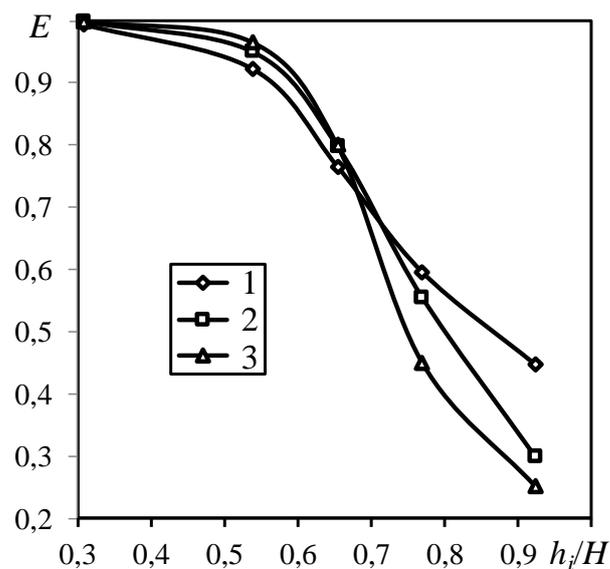


Рисунок 3.39 – Эффективность сепарации капель размером 0,015 мм от параметра h_i/H при высоте прорезей h_s , мм: 1 – 45; 2 – 65; 3 – 85, $W_{cp} = 1$ м/с

При наличии капель жидкости диаметром 0,1 мм в сепарационной зоне вихревой контактной ступени возможен унос жидкой фазы. С увеличением диаметра капель наблюдается изменение эффективности сепарации (менее 70%) на высоте 90 мм от основания сепаратора (рисунок 3.28, б). При достижении $h_i/H \geq 0,68$ происходит обращение зависимостей эффективности по высоте прорезей на обратную, т.е. с увеличением высоты прорезей эффективность сепарации снижается (рисунок 3.38, 3.39).

3.5. Выводы по главе 3

1. Статический мультивихревой классификатор с высокой эффективностью позволяет фракционировать частицы по крупности граничного зерна равной 35, 45, 55 и 75 мкм, может найти широкое применение при производстве катализаторов и адсорбентов для химической, горнодобывающей, пищевой и фармацевтической промышленности.

2. Наличие изогнутых кольцевых пластин в классификаторе приводит к ухудшению фракционирования частиц вследствие возникновения излишней турбулизации восходящего потока, которая разрушает часть транспортных каналов, способствующих переносу отсепарированных частиц из газа в бункер аппарата.

3. Наличие изогнутых кольцевых пластин в классификаторе практически не влияет на его аэродинамическое сопротивление. Максимальная разница составила 9%.

4. Потери давления в статическом мультивихревом классификаторе без пластин составляют от 128 до 2111 Па при скорости на входе в аппарат от 4 до 16 м/с. При наличии двух и трех пластин потери давления изменяются от 131 до 2230 Па и от 141 до 2230 Па соответственно при скорости на входе в аппарат в диапазоне от 4 до 16 м/с.

5. При движении воды в мультивихревом сепараторе со скоростью 0,5; 1; 1,5 и 2 м/с значение коэффициента сопротивления составляет 15,83; 21,35; 22,37 и 22,79 соответственно. Увеличение коэффициента сопротивления обуславливает большое количество потерь, возникающих вследствие движения жидкости в трубе, прохождения через прямоугольные отверстия и прямой поворот общего движения потока среды.

6. При скорости рабочей среды - воздуха 5; 10; 15; 20 и 25 м/с при значении высоты внешнего цилиндра 0,02 м мультивихревого сепаратора перепад давления в устройстве существенно увеличивается и составляет 350,91; 1444,96; 3359,62; 6263,38 и 10396,87 Па соответственно.

7. На созданной экспериментальной установке исследована зависимость гидравлического сопротивления мультивихревого классификатора частиц от скорости потока при фиксированной геометрии классификатора и различном количестве открытых входных каналов. Полученные результаты подтвердили снижение сопротивления по сравнению с традиционными конструкциями аппаратов, что способствует уменьшению энергозатрат. Потери давления в классификаторе составляют не более 1000 Па при входной скорости газового

потока в диапазоне 7,3–22,2 м/с. Получены эмпирические зависимости перепада давления от скорости воздуха. Сравнение результатов физического эксперимента с результатами численного моделирования показало, что расхождение между физическим экспериментом и численным моделированием составляет от 2,2 до 22,5% при входной скорости газа от 8,94 до 22,2 м/с.

8. Проведено теоретическое исследование поля скоростей и эффективности разделения частиц в мультивихревом классификаторе. Результаты показали улучшение равномерности распределения скоростей и повышение эффективности сепарации. Наиболее стабилизированная структура вихревого течения наблюдалась при входной скорости газового потока и ширины щели 10 м/с и 12 мм соответственно.

9. Критическая точка ширины прямоугольной прорези в центральной трубе мультивихревого сепаратора равна 5,5 мм, при которой начинает наблюдаться устойчивая вихревая структура потока жидкости. Рекомендуемая высота отверстий соответствует размеру от 15 мм и ширина более 4,5 мм. При достижении $h_i/H \geq 0,68$ происходит обращение зависимостей эффективности по высоте прорезей на обратную, т.е. с увеличением высоты прорезей эффективность сепарации снижается.

10. Показано, что эффективность мультивихревого классификатора-сепаратора, работающего в режиме сепарации, может достигать значения 98%. Стабильная вихревая структура в межтрубном пространстве мультивихревого классификатора-сепаратора обеспечивается при увеличении ширины прямоугольного отверстия до значений не более 4,5 мм, и при скорости потока 7,5 м/с могут быть достигнуты высокие значения эффективности сепарации, при этом наиболее предпочтительным является исполнение отверстий высотой от 10 до 15 мм. Использование предложенного мультивихревого классификатора-сепаратора позволяет улавливать частицы эквивалентного диаметра сферы равного 53 мкм в среднем с фракционной эффективностью 90%.

ГЛАВА 4. СЕПАРАЦИЯ ЧАСТИЦ ИЗ ПОТОКОВ ГАЗА И ЖИДКОСТИ С ПРИМЕНЕНИЕМ МОДИФИЦИРОВАННЫХ ВСТАВОК

4.1. Конструирование сепараторов с модифицированными вставками

Вставки I-профиля (двутагры). Разработка и создание новых технологических решений, способных повысить степень очистки газовых потоков от мелкодисперсных частиц размером менее 10 мкм являются актуальными для промышленных предприятий. В рамках настоящей работы разработана конструкция сепарационного устройства с секциями двутагровых элементов для очистки газовых потоков от крупно-, средне- и мелкодисперсных частиц [225]. Предлагается использовать данное устройство в качестве замены инерционных и инерционно-центробежных аппаратов. Сепарационное устройство с секциями двутагровых элементов представляет собой цилиндрический корпус 4, внутри которого располагаются 6 секций двутагровых элементов 3 и цилиндрическая труба, являющаяся продолжением входного патрубка 1, на корпусе устройства в верхней части располагается выходной патрубок 2, для пылевого бункера используется выходной патрубок 5 в нижней части сепаратора (рисунок 4.1). Очистка газовых потоков от частиц пыли в сепарационном устройстве осуществляется преимущественно за счет инерционных, гравитационных и центробежных сил. При входе запыленного газового потока в устройство через входной патрубок 1, он движется по внутренней цилиндрической трубе в нижнюю часть устройства, после чего резко изменяет свое направление на 90 - 180° и проходит через секции двутагровых элементов 3, при движении между которыми возникают центробежные силы, отбрасывающие частицы к стенкам двутагровых элементов, далее очищенный газ движется на выход из устройства к выходному патрубку 2. Частицы пыли падают в пылевой бункер через выходной патрубок 5. Таким образом, очистка газов от частиц пыли происходит в большей мере за счет инерционных сил при изменении направления потока при повороте из внутренней цилиндрической трубы по направлению к секциям двутагровых элементов, за счет

центробежных сил при обтекании запыленным газовым потоком рядов двутавровых элементов, за счет гравитационных сил при прохождении запыленного потока по всему устройству. Следует отметить, что большая часть средне- и крупнодисперсных частиц сепарируется из газового потока под действием инерционных и гравитационных сил. Мелкодисперсные частицы в большей мере сепарируются из газа при прохождении потока через ряды двутавровых элементов, за счет центробежных сил. Двутавровые элементы также выступают в качестве агломераторов, которые способствуют процессу коагуляции мелкодисперсных частиц, которые легче улавливаются в устройстве [226].

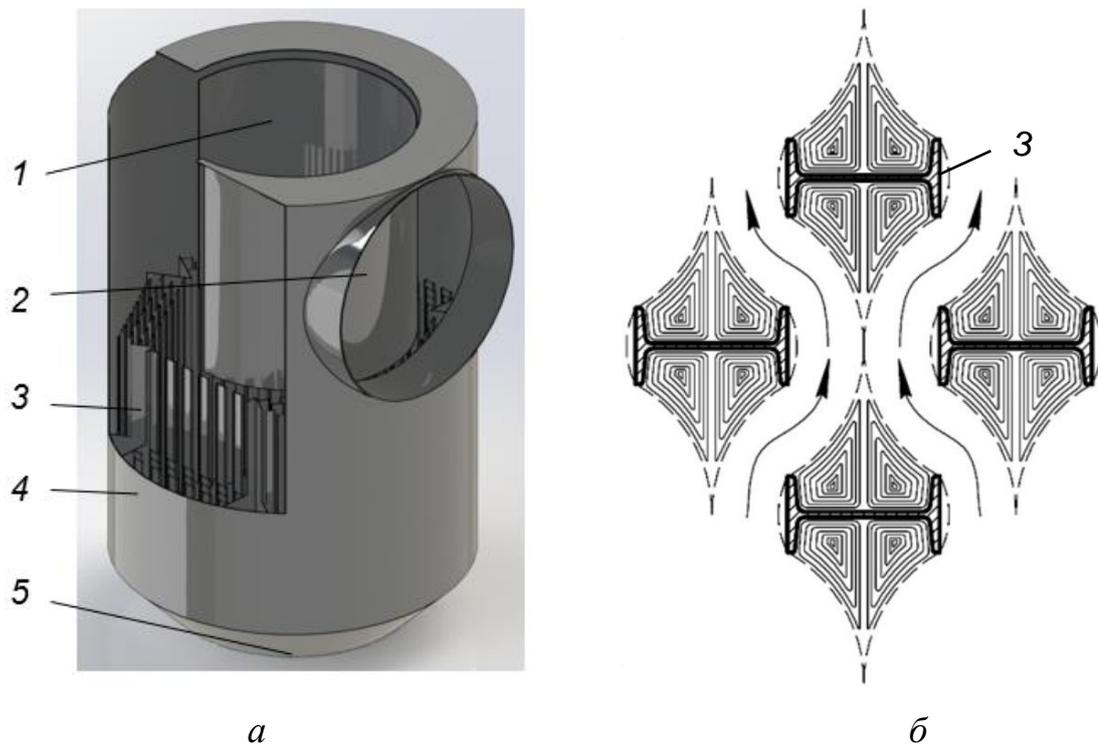


Рисунок 4.1 – Сепарационное устройство (а) с секциями двутавровых элементов (вид с разрезом): 1 – входной патрубок, 2 – выходной патрубок, 3 – двутавровые элементы (б), 4 – цилиндрический корпус, 5 – выходной патрубок для пылевого бункера

Секцию модифицированных вставок можно размещать и в аппарате прямоугольной формы (рисунок 4.2 а, б). Принцип работы устройства основан на действии центробежной силы на частицы. Многофазный газовый поток входит в устройство через входной патрубок по всей его площади, затем газ движется к

выходному патрубку, по пути, огибая двутавровые элементы, в ходе данного процесса возникает центробежная сила, отталкивающая частицы к двутавровым балкам, тем самым, заставляя их выпасть из структурированного потока. По мере движения газового потока в сепараторе за двутавровыми балками образовывались застойные области, в которых наблюдалось завихрение потока, что в целом повышает гидравлическое сопротивление аппарата, но в то же время в данных завихрениях происходит очищение газа от мелкодисперсных частиц. Частицы под действием силы тяжести опускались на дно сепаратора. Устройство может работать периодически или непрерывно. В случае периодической работы частицы накапливаются в пространстве между вставками. Если же необходима непрерывная работа, то в нижней части устройства изготавливается бункер. При соприкосновении отброшенных частиц с двутавровыми элементами, большая часть из них остается на элементах [227].

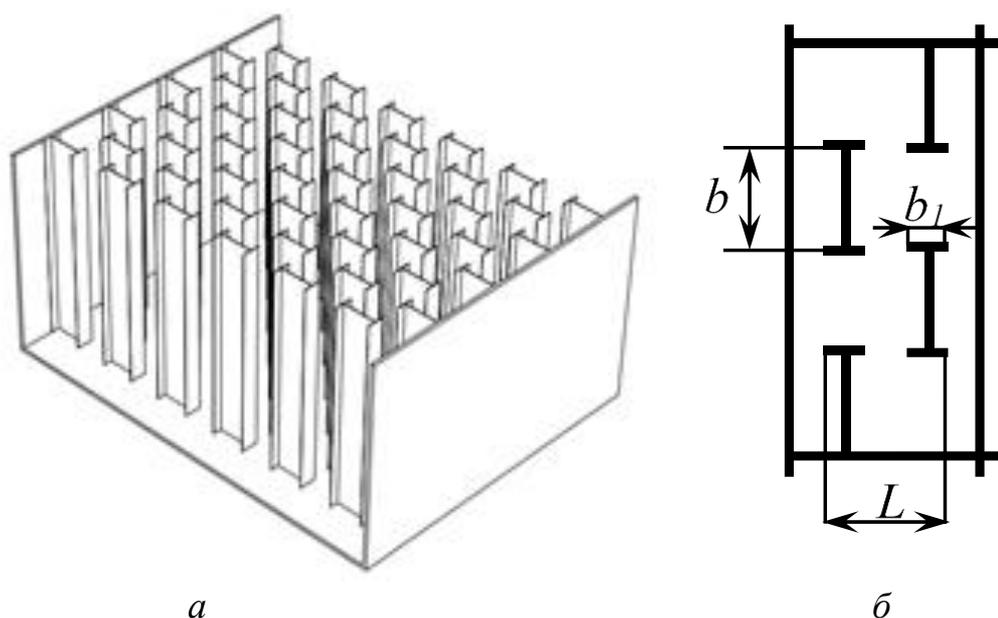


Рисунок 4.2 – 3D модель прямоугольного сепаратора (а) с условными обозначениями двутавра (б)

Дополнительный эффект очистки газового потока от частиц оказывает контакт газа с двутавровыми балками при его прямолинейном движении относительно них. При этом часть частиц выбивается из потока, некоторые забиваются в углах двутавровых балок, а другие прилипают к ним. Для обеспечения равнопроточности устройства, а значит и минимального

гидравлического сопротивления, последующий ряд двутавровых вставок должен быть расположен от предыдущего на расстоянии, равном 52-60% от длины вставки. Вставки могут быть соединены между собой поперечными пластинами по высоте аппарата с организацией их крепления к корпусу [228].

Вставки С-профиля (дуги). Поскольку двутавры обладают жесткой структурой, которая может создавать значительные завихрения и турбулентность, что может как улучшать, так и ухудшать разделение в зависимости от конкретных условий, предлагается использовать в аппарате вставки С-профиля [229]. Они обеспечивают плавное направление потока, что может минимизировать турбулентность и завихрения. Это может быть полезно для более стабильного разделения дисперсных сред, к тому же в случае использования абразивных частиц такие вставки подвергаются меньшему износу. Принцип работы такого устройства аналогичен предыдущей конструкции. При этом устройство можно дополнить сепарационной решеткой в его нижней части для сбора уловленных частиц, которая организована [230] (рисунок 4.3) из пластин 2 и 3, в которые на определенную глубину вставляются модифицированные вставки 1 для исключения их расшатывания во время эксплуатации устройства.

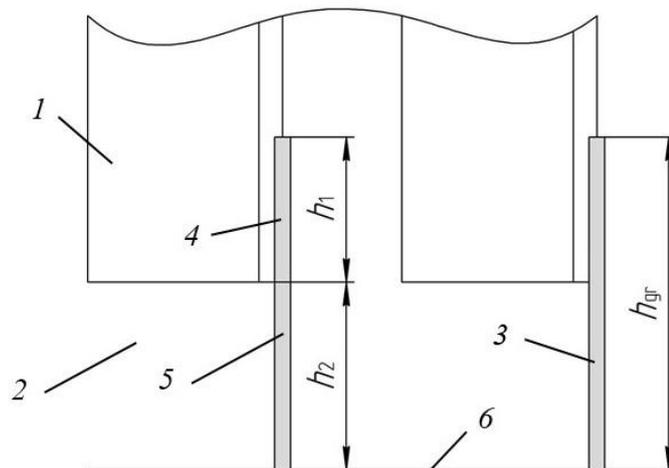


Рисунок 4.3 – Вид слева на сепарационную решетку (в разрезе): 1 – дугообразные элементы; 2 – продольная пластина решетки; 3 – поперечная пластина решетки; 4 – верхняя часть решетки; 5 – нижняя часть решетки; 6 – бункер; h_{gr} – высота сепарационной решетки, h_1 , h_2 – высота верхней и нижней частей сепарационной решетки

Исследование проводилось численным путем в программном комплексе Ansys Fluent. В рамках упрощения задачи в трехмерной геометрии модели были исключены нижняя часть устройства и бункер б. В частности, сепарационная решетка в нижней части перекрывалась пластиной, имитирующей бункер б устройства. В ходе моделирования на данной пластине задавалось условие прилипания частиц. Таким образом, можно было оценить количество уловленных частиц сепарационным устройством и, соответственно, эффективность его работы. 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 оседавших частиц в устройстве обратно в поток. Однако, эффективность реальной конструкции сепарационного устройства с дугообразными элементами будет выше, чем при численном моделировании.

При проведении данного исследования было выделено три линейных размера сепарационной решетки: ее высота h_{gr} , 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 (рисунок 4.3). Для установления влияния данных линейных размеров на эффективность улавливания частиц в сепарационном устройстве часть из них принималась постоянной, другая – варьировалась в определенном диапазоне.

Размеры сепарационного устройства с дугообразными элементами были приняты следующие: наружный диаметр 57 мм, толщина дугообразных элементов 4,5 мм, количество рядов элементов 12 шт., высота элементов 250 мм. 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.

При численном моделировании скорость на входе в сепарационное устройство задавалась равной 1 м/с, на выходе из него задавалось атмосферное давление 101325 Па. Размер частиц a изменялся от 10 до 170 мкм, их плотность составляла 3400 кг/м³.

Эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами оценивалась по формуле:

$$E = 1 - \frac{n_k}{N}, \quad (4.1)$$

где n_k – количество частиц, которые были не уловлены сепарационным устройством, т.е. его покинули, N – количество частиц, которые были в начальном газовом потоке на входе в устройство.

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 (рисунок 4.4).

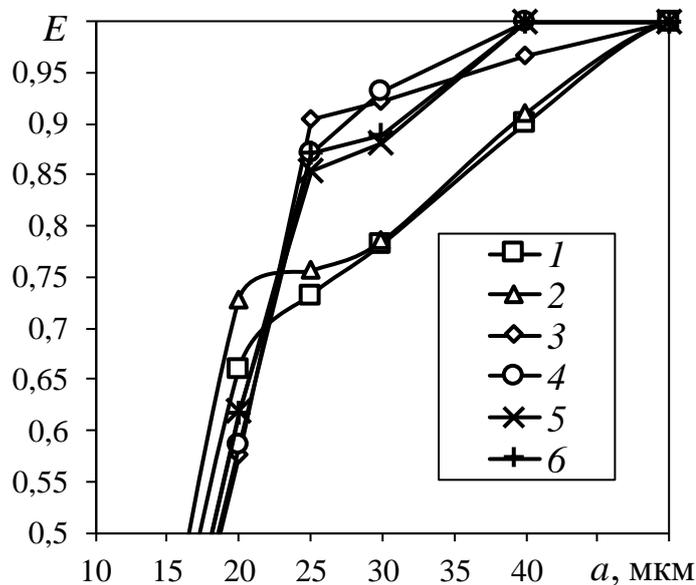


Рисунок 4.4 – Эффективность сепарационного устройства от диаметра частиц при различной высоте верхней части решетки h_1 , мм: 1 – 10; 2 – 20; 3 – 30; 4 – 40; 5 – 50; 6 – 60

При исследовании 2-ого случая изменение конструктивных размеров сепарационной решетки приводило также к увеличению высоты дугообразных элементов аналогично 1-ому случаю (рисунок 4.5), 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 рисунок 4.5 составляет 86,2, 88,6, 88,8, 89,9, 89,3 и 89,9% соответственно.

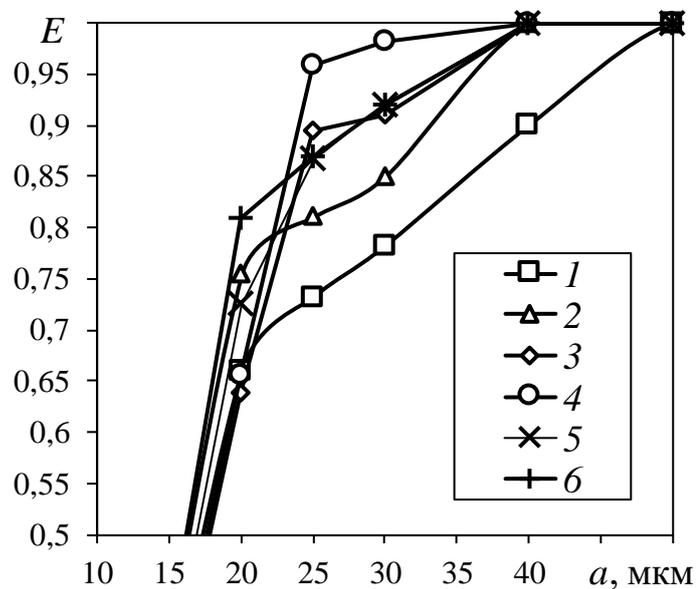


Рисунок 4.5 – Эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами от диаметра частиц при высоте верхней части решетки h_1 и ее полной высоте h_{gr} , мм: 1 – $h_1 = 10$, $h_{gr} = 100$; 2 – $h_1 = 20$, $h_{gr} = 110$; 3 – $h_1 = 30$, $h_{gr} = 120$; 4 – $h_1 = 40$, $h_{gr} = 130$; 5 – $h_1 = 50$, $h_{gr} = 140$; 6 – $h_1 = 60$, $h_{gr} = 150$

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 рисунок 4.5 эффективность E составляла в среднем 67,9, 73,5, 74,1, 76,5, 75,2 и 76,6% соответственно. Сравнение результатов на рисунках 3 и 4 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 (рисунок 4.6), шаг погружения дугообразных элементов в сепарационную решетку составлял 20 мм, т.е. вдвое больше, чем при исследованиях, отнесенных к 1-ому (рисунок 4.4) и 2-ому (рисунок 4.5) 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 рисунок 4.6 составляет 86,2, 87,1, 90,4, 90,9, 90,8 и 91,3% соответственно.

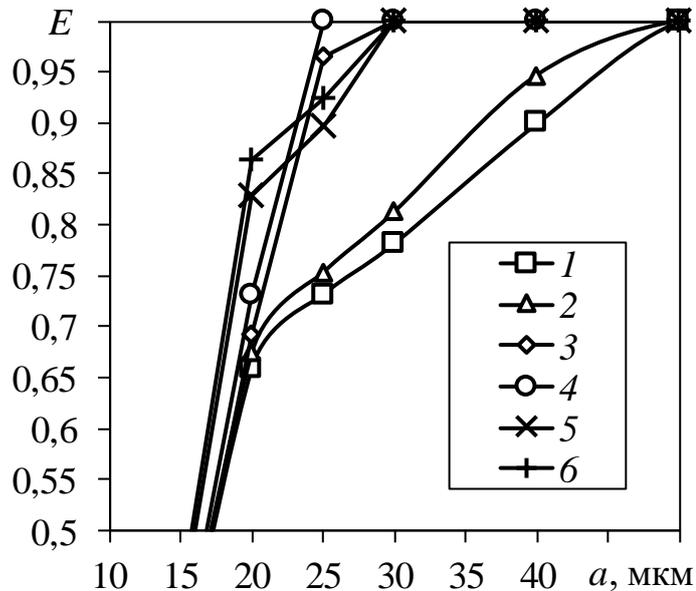


Рисунок 4.6 – Эффективность сепарационного устройства от диаметра частиц при высоте верхней части решетки h_1 , высоте нижней части решетки h_2 и ее полной высоте h_{gr} , мм: 1 – $h_1 = 10$, $h_2 = 90$ и $h_{gr} = 100$; 2 – $h_1 = 30$, $h_2 = 80$ и $h_{gr} = 110$; 3 – $h_1 = 50$, $h_2 = 70$ и $h_{gr} = 120$; 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 (рисунок 4.6).

Потери давления в сепарационном устройстве с дугообразными элементами при входной скорости запыленного газа равной 1 м/с не превышают 100 Па.

Таким образом, паразитные восходящие потоки, возвращающие уловленные частицы обратно в поток запыленного газа, могут быть эффективно разрушены сепарационной решеткой. Применение сепарационного устройства с дугообразными элементами при относительно малых входных скоростях запыленного газа для улавливания абразивных частиц в реакторах с псевдоожиженным слоем позволяет значительно снизить изнашивание его стенок относительно использования, например, циклонных сепараторов.

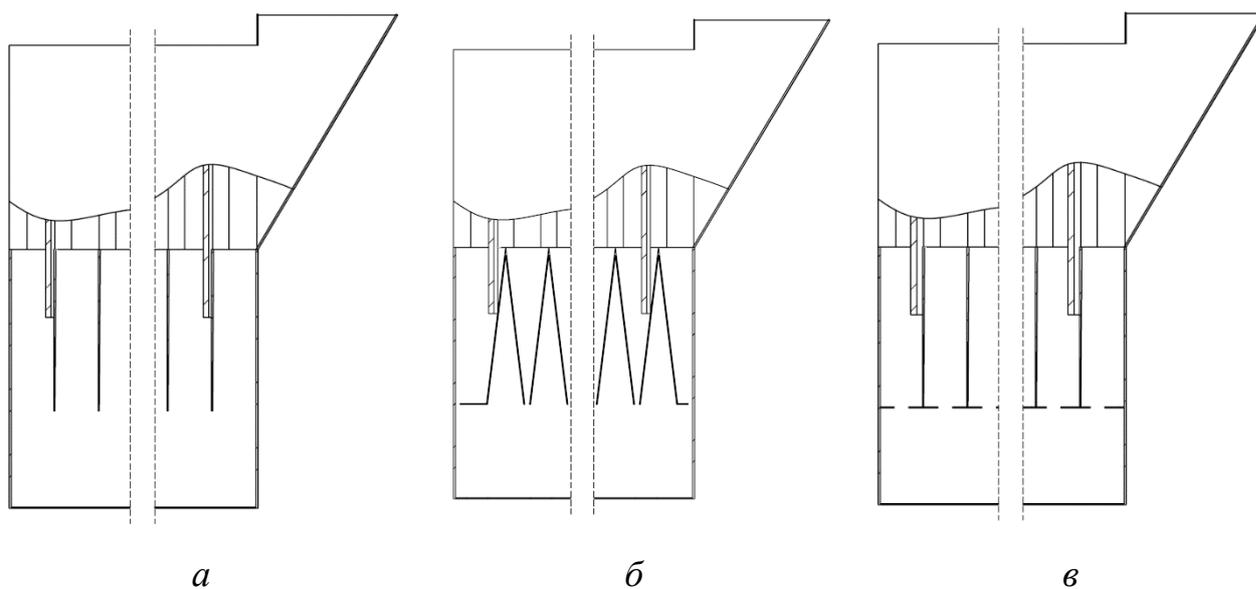


Рисунок 4.7 – Виды сепарационных решеток (продольный разрез):

a – сотовая; *б* – из продольных и поперечных V-образных пластин; *в* – из продольных и поперечных пластин с перфорированным дном

Другие варианты исполнения сепарационной решетки рассмотрены в работе [231], к примеру, хорошие результаты показала клиновидная решетка, расположенная вершиной вниз, эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами при улавливании частиц в диапазоне от 25 до 100 мкм составила в среднем 97,2%. Конструкция защищена патентом [232]. К тому же

решетка обеспечивает быструю выгрузку уловленных частиц в приемный бункер, а также препятствует подхвату уже уловленных частиц и возвращению их потоком в рабочую зону аппарата, таким образом, нисходящие и восходящие газовые потоки эффективно разрушаются (рисунок 4.7).

Также в рамках исследования были рассмотрены другие варианты исполнения модифицированных вставок, выполняющих роль сепарационных элементов, например, дугообразная форма (рисунок 4.8).

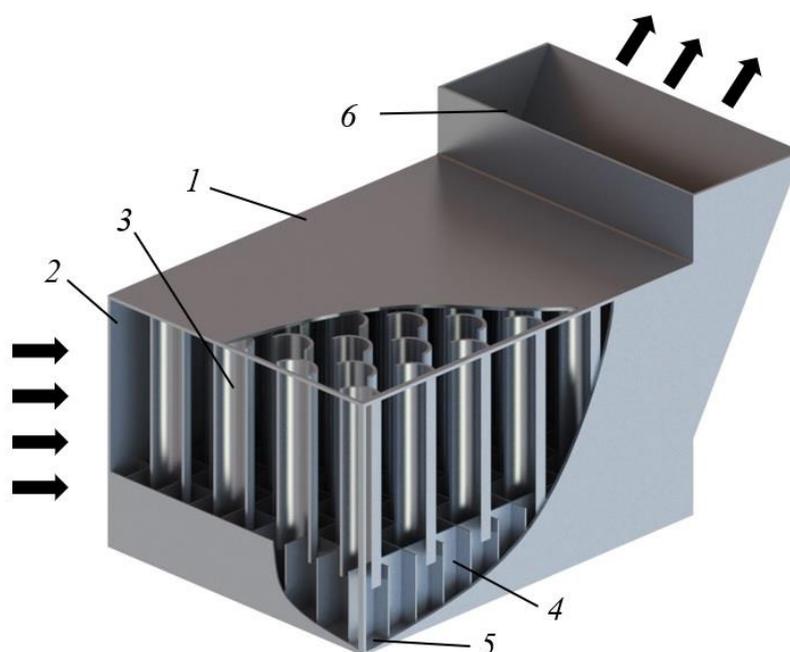


Рисунок 4.8 – Устройство с модифицированными вставками в виде поперечных дуг (вид с разрезом): 1 – корпус, 2 – вход, 3 – дуги; 4 – сепарационная решетка, 5 – бункер, 6 – выход

Поток движется навстречу поперечным дугам, при огибании которых возникают центробежные силы, так частицы сепарируются из потока, удерживаясь скругленными стенками дуг. Также характерно образование небольших застойных зон в виде циркулирующих завихрений (рисунок 4.9) внутри дуг и непосредственно за ними, но в меньшей степени [233].

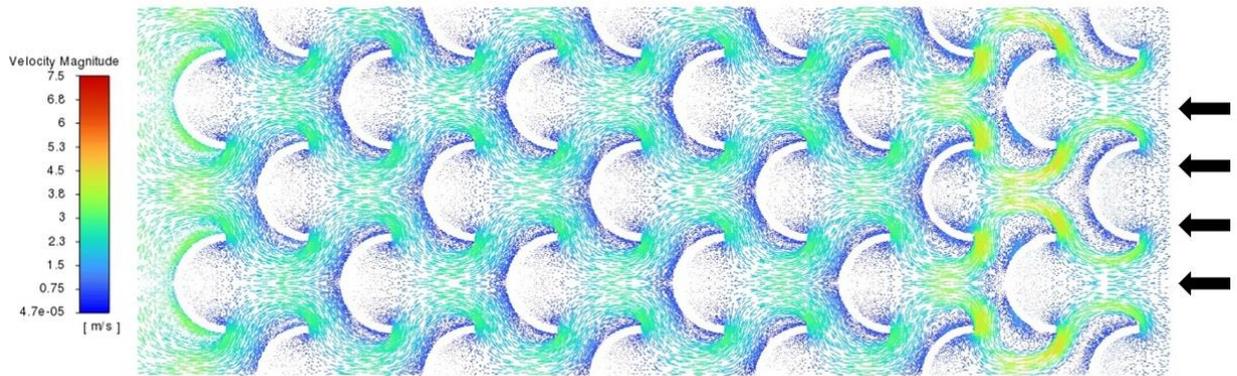


Рисунок 4.9 – Демонстрация наличия застойных зон

Для формирования упорядоченной волнообразной структуры потока с высокими значениями центробежных сил, необходимо правильно расположить ряды дугообразных элементов относительно друг друга. Для этого была получена формула, позволяющая рассчитать расстояние между соседними рядами дуг:

$$l = \sqrt{0,75}d_{ml}, \quad (4.2)$$

где d_{ml} – диаметр средней линии дугообразного элемента, м.

d_{ml} является характерным размером, чтобы исключить из расчетов толщину дуги δ в формуле (4.2). Видно, что соседние дугообразные элементы в каждом ряду располагаются на расстоянии d_{ml} . Элементы в каждом последующем ряду находятся посередине между двумя дугообразными элементами предыдущего, образуя шахматную компоновку дуг по рабочей зоне сепаратора (рисунок 4.10).

Расстояние между рядами дугообразных элементов l , которое вычисляется по формуле (4.2), было получено на основании общеизвестной формулы для прямоугольного треугольника $\triangle FCE$, а именно соответствует длинам отрезков AB и FC . В свою очередь длина отрезка FE соответствует $0,5d_{ml}$, длина отрезка EC соответствует диаметру большей окружности и, соответственно, диаметру средней линии d_{ml} (рисунок 4.10) [234].

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

$$l_0 = \frac{l}{2}, \quad (4.3)$$

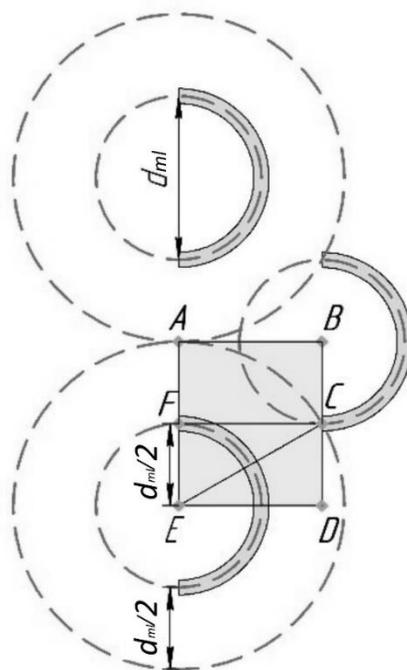


Рисунок 4.10 – Взаимное расположение модифицированных элементов в виде дуг относительно друг друга (вид сверху)

Длина сепарационной зоны l_1 , м, включающая расстояние l_0 и все ряды дугообразных элементов, определяется по выражению:

$$l_1 = l(n_1 - 1) + l_0 + \frac{d_{ml}}{2}, \quad (4.4)$$

где n_1 – количество рядов дугообразных элементов в сепарационном устройстве.

Общая длина сепарационного устройства с учетом ширины выходного патрубка и условия равнопроточности запишется в виде:

$$l_2 = d_{ml} \left(\sqrt{0,75n_1} + 0,0669 \right) + \frac{h_{in}}{2}, \quad (4.5)$$

где h_{in} – высота входного отверстия в сепаратор (равна длине выходного патрубка из условия равнопроточности входа и выхода газовой среды), м.

Ширина сепаратора с дугами при условии пренебрежения толщиной стенок дугообразных элементов ($\delta = 0$) определяется как:

$$l_3 = 2d_{ml}n_2, \quad (4.6)$$

где n_2 – число дуг в одном ряду.

Вставки П-профиля (полки). П-образные перегородки могут создавать более выраженные завихрения, а структура потока будет в большей степени

определяться шириной боковых перегородок (граней полок). Таким образом, количество вихрей будет меньше, и это является существенным отличием полей центробежных сил, возникающих в области за полками П-профиля и внутри них, которое приводит к снижению общей эффективности улавливания твердых дисперсных частиц. Учитывая специфику образования вихрей, а также проведенные исследования по оценке эффективности сепарации (представлены в разделе 4.3), для достижения максимального результата устройство предлагается использовать для разделения неустойчивых эмульсий с близкими значениями плотностей.

Эмульсия должна набегать на перегородки с той стороны, которая способствует максимальному увеличению центробежной силы и завихрений, что улучшает коалесценцию и разделение фаз (рисунок 4.11). Выраженные завихрения способствуют коалесценции капель масла, но также могут увеличить турбулентность. Размещение полок тыльной стороной к набегающему фронту эмульсии позволяет обеспечить оптимальные условия распределения эмульсии. Большие боковые перегородки П-профиля могут создавать более значительные завихрения и увеличивать время контакта, что способствует лучшему разделению. Однако слишком большие перегородки могут вызывать чрезмерную турбулентность, что может привести к повторному смешиванию фаз. Основной механизм разделения заключается в коалесценции капель масла под действием центробежной силы и завихрений, что приводит к образованию более крупных капель, которые легче отделяются от водной фазы.

Эмульсия поступает в сепарационную емкость через входной патрубок, попадает в первую секцию, достигая стенки полки в виде П-профиля в поперечном сечении, присоединенной к днищу по всей высоте до верхнего края сепаратора, причем основная грань ориентирована внешней выпуклой частью перпендикулярно движущемуся переднему фронту эмульсии, которая изменяет направление движения потока смеси на 90° в обе противоположные стороны. Далее поток попадает во вторую секцию, отделенную перегородками Г-профилей в

поперечном сечении, выполненных в виде двух симметричных половин П-образного для компактности расположения.

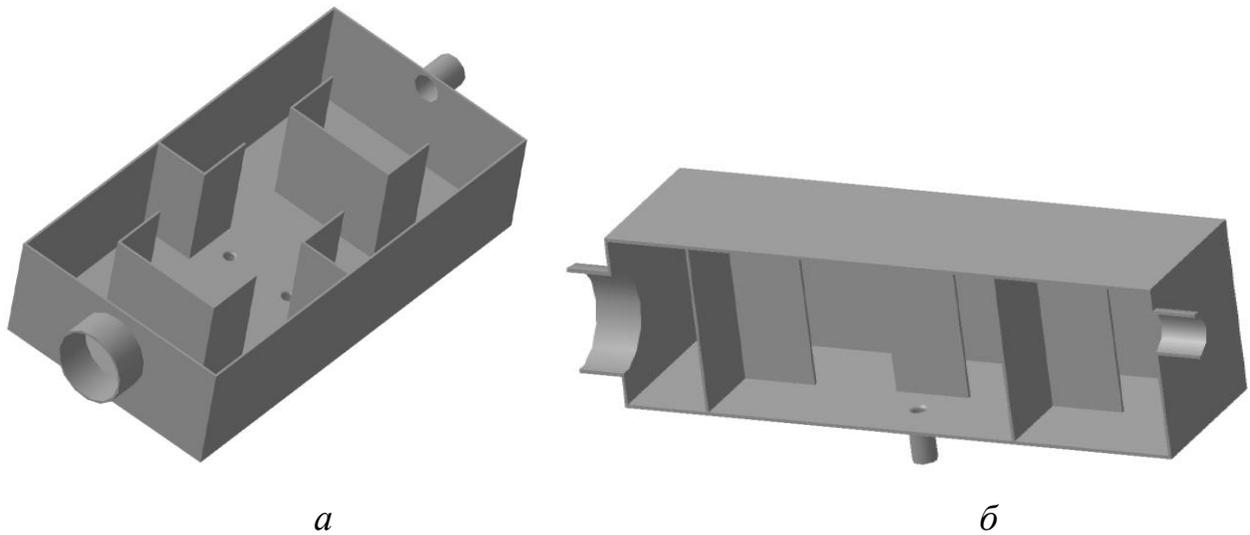


Рисунок 4.11 – Сепаратор с вставками П-профиля: *а)* вид без верхней крышки, *б)* вид в продольном разрезе по оси входного патрубка

Боковые грани Г-профилей расположены на расстоянии, равном ширине предыдущей перегородки П-профиля. Г-профили присоединяются своим боковым продольным ребром к торцевым стенкам сепаратора и к днищу по всей высоте до верхнего края сепаратора. При изменении направления потока эмульсии создается центробежная сила. Наличие последующих секций, образованных перегородками П- и Г-профилей, установленными в чередующемся порядке с образованием переточных каналов в рядах, приводит к повышению эффективности разделения за счет более структурированного движения потока эмульсии. При этом зазор между перегородками в каждой секции составляет 0,6–1 ширины основной грани П-профиля. Также добавочному разделению эмульсии способствует непосредственный контакт между легкой фазой и стенками сепарационной емкости, вертикальных перегородок. Стоит отметить, что вертикальные перегородки в виде П-профилей имеют глубокую внутреннюю область, ширина боковой грани перегородки П-профиля составляет 0,5 ширины его основной грани, вследствие этого образуется меньшее количество вихрей, и они крупнее. Вследствие чего образуется два устойчивых вихря, в местах образования которых

в днище сепарационной емкости выполнены патрубки вывода легкой фазы, расположенные во второй секции у боковых граней Г-профилей на расстоянии, равном 0,6 ширины предыдущей перегородки. Из-за малого радиуса вихрей в них возникает большой градиент скорости и мелкие капли начинают соединяться в большие и подниматься вверх под действием силы Архимеда. Тяжелая фаза, отводится из сепарационной емкости через патрубок, расположенный в верхней части. Легкая фаза направляется вниз и отводится из сепарационной емкости через патрубки в днище, причем диаметр поперечного сечения патрубков вывода легкой фазы составляет 0,1–0,2 ширины боковых граней перегородки Г- профилей (рисунок 4.11).

4.2. Исследование аэродинамики потока с дисперсной фазой в сепараторе с модифицированными вставками

Вставки I-профиля (двутагры). Когда поток обтекает модифицированную вставку, в следе за ним периодически возникает вихрь. Частота выброса вихря определяется как $f_v = WSt/l$, где W – скорость набегающего потока, м/с; St – число Струхала St , рассматривается как постоянная в определенном диапазоне числа Рейнольдса (при $300 < Re < 1,5 \cdot 10^5$ $St = 0,2$) [235], l – характерная длина, м. Вихрь, образовавшийся за модифицированной вставкой, создаст вокруг него асимметричное поле давления, после чего обрывистое тело будет подвергаться воздействию переменных аэродинамических сил, что приведет к конечной амплитуде колебаний.

Сепаратор состоит из нескольких рядов двутагровых балок, собранных в прямоугольный корпус (рисунок 4.12).

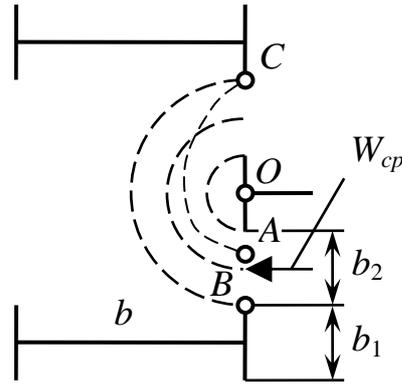


Рисунок 4.12 – Расчетная схема ступени прямоугольного сепаратора

Запишем уравнения движения частицы в цилиндрических координатах.

$$\frac{dU_r}{d\tau} = \frac{U_\varphi^2}{r} + \frac{3 \rho_G}{4 \rho_L} c_a \frac{U_{от}}{a} (W_r - U_r), \quad (4.7)$$

$$\frac{dU_\varphi}{d\tau} = -\frac{U_r U_\varphi}{r} + \frac{3 \rho_G}{4 \rho_L} c_a \frac{U_{от}}{a} (W_\varphi - U_\varphi),$$

$$\frac{dU_z}{d\tau} = -g + \frac{3 \rho_G}{4 \rho_L} c_a \frac{U_{от}}{a} (W_z - U_z),$$

$$\frac{dr}{d\tau} = U_r, \quad \frac{d\varphi}{d\tau} = \frac{U_\varphi}{r}, \quad \frac{dz}{d\tau} = U_z,$$

где U_r – радиальная, U_φ – тангенциальная, U_z – осевая составляющие скорости частицы.

Начальные условия для системы уравнений: $U_r(0) = U_{r0}$; $U_\varphi(0) = U_{\varphi0}$; $U_z(0) = U_{z0}$; $r(0) = R_d$; $z(0) = z_0$; $\varphi(0) = \varphi_0$, где z_0 – расстояние от начала координат, м; τ – время полета капли, с; r – текущий радиус рабочей зоны аппарата, м.

Предполагается, что сепаратор будет улавливать частицы небольшого диаметра, поэтому их смещением за счет силы тяжести можно пренебречь и использовать двумерную модель:

$$\frac{dU_r}{d\tau} = \frac{U_\varphi^2}{r} + \frac{3 \rho_G}{4 \rho_L} c_a \frac{|U_r|}{a} (-U_r),$$

$$\frac{dU_\varphi}{d\tau} = -\frac{U_r U_\varphi}{r} + \frac{3 \rho_G}{4 \rho_L} c_a \frac{|W_\varphi - U_\varphi|}{a} (W_\varphi - U_\varphi), \quad (4.8)$$

$$\frac{dr}{d\tau} = U_r, \quad \frac{d\varphi}{d\tau} = \frac{U_\varphi}{r}.$$

Принятые допущения: пренебрегается осевой скоростью газа и влиянием частиц на структуру потока газа из-за малой их концентрации. Для расчета тангенциальной скорости обычно используется зависимость:

$$W_\varphi = W_{cp} \left(r/r_{cp} \right)^n, \quad (4.9)$$

где $r_{cp} = (b_1 + b_2)/2$ – средний радиус, м. Можно принять $n = 1$, согласно проведенным ранее расчетам в прикладных программах.

Для решения уравнений используются начальные условия для системы уравнений: $U_r(0) = 0$; $U_\varphi(0) = 0$; $\varphi(0) = -\pi/2$; $r = r_0$. Начальный радиус, на котором располагается частица, выбирается из условия осаждения частицы на верхней грани в точке С двутаврового элемента (рисунок 4.12).

Коэффициент аэродинамического сопротивления c_a рассчитывался по формуле: $c_a = \frac{24}{Re} + \frac{4}{\sqrt[3]{Re}}$, где $Re_a = U_{от}a/\nu$ – число Рейнольдса для частицы, a – диаметр частицы, м, ν_G – коэффициент кинематической вязкости, м²/с.

Точка С (рисунок 4.12) совпадает с нижней точкой элемента прямоугольного сепаратора и соответствует концу траектории частицы, вылетающей из точки А.

Исследование аэродинамики пылесодержащего потока в сепараторе с модифицированными вставками проведено в программном комплексе Ansys Fluent. Непосредственно в программном комплексе Autodesk Inventor построили модель устройства с двутавровыми элементами, откуда экспортировали в Ansys Fluent, диаметр входного патрубка – 95 мм, общая длина сепаратора – 140 мм, длина, ширина и высота сепарационного устройства – 80, 85 и 86 мм, толщина стенок 1 мм, длина двутавровых элементов 14 мм, длина их выступов 3,5 мм, в каждом ряду 3 двутавровых элемента, всего рядов – 4. В ходе моделирования использовалась k-ε модель. Расчетная сетка состояла из 1358046 ячеек. В качестве граничных условий задавалась входная скорость газа и атмосферное давление на выходе из сепаратора, принималось допущение, что концентрация аэрозоля

исключает взаимодействие между мелкодисперсными каплями, поэтому не учитывается их влияние на движение несущей среды.

Скорость газа составляла от 4 до 15 м/с, диаметр капель a от 1 до 10 мкм, атмосферное давление на выходе 101325 Па, плотность газа 1,2 кг/м³, количество капель 1000, плотность капель формальдегида 1000 кг/м³.

Коэффициент гидравлического сопротивления сепарационного устройства с двутавровыми элементами ζ рассчитывался по формуле:

$$\zeta = \frac{2\Delta P}{\rho W^2}, \quad (4.10)$$

где ΔP – потери давления в сепарационном устройстве с двутавровыми элементами, Па (в исследовании ΔP изменяли от 0,8 до 10 кПа).

Результаты исследований представлены на графиках (рисунок 4.13, рисунок 4.16). С увеличением диаметра капель формальдегида и скорости газа, больший вклад вносит центробежная сила в устройстве, что сказывается на росте эффективности улавливания, которая определялась по формуле (4.1). Однако, с другой стороны, рост скорости на входе в устройство приводит к существенному увеличению потери давления в устройстве. При этом эффективность не ниже 80% можно обеспечить при определенных условиях.

При улавливании капель диаметром 1 мкм зависимость $E = f(W)$ почти линейная, а при улавливании капель диаметром 2 мкм $E = f(W)$ схожа с логарифмической. Зависимость коэффициента гидравлического сопротивления ζ сепарационного устройства с двутавровыми элементами от скорости газового потока W имеет вид (рисунок 4.13).

$$\zeta = 1,5W + 79,1. \quad (4.11)$$

Среднее значение коэффициента гидравлического сопротивления в исследуемом диапазоне скоростей равно 90,58.

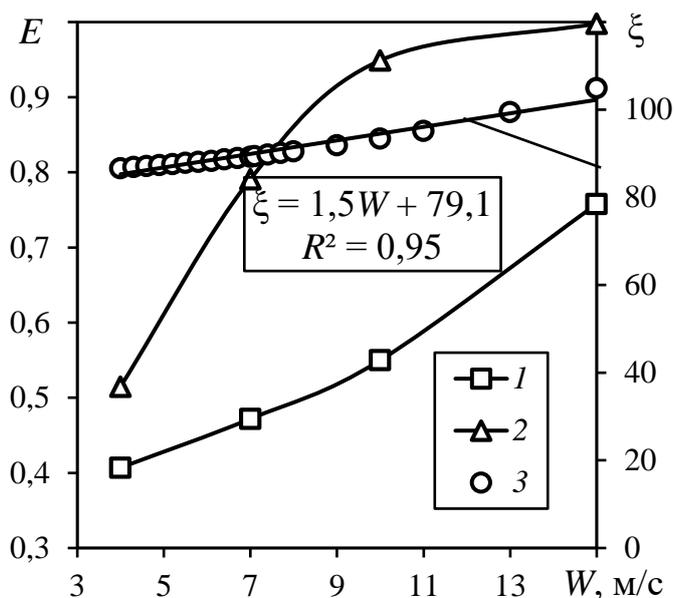


Рисунок 4.13 – Эффективность сепарации и коэффициент гидравлического сопротивления от скорости для устройства с двутавровыми элементами при диаметре капель a , мкм: 1 – 2; 2 – 3; 3 – численные расчеты

Для повышения эффективности улавливания мелкодисперсных капель формальдегида рекомендуется увеличивать количество рядов двутавровых элементов в сепарационном устройстве и увеличивать входные скорости газового потока.

Были проведены экспериментальные исследования [236] по определению потери давления в сепараторе. Геометрические размеры и конструкция сепаратора с двутаврами принимались следующими: длина прямоугольного корпуса – 60 мм, высота – 51 мм, ширина – 77 мм, толщина всех элементов – 0,5 мм, длина двутавровых элементов – 8 мм, длина выступов двутавровых элементов – 1,92 мм, толщина поперечной пластины – 2 мм, количество рядов двутавровых элементов – 4, количество двутавровых элементов в каждом ряду – 5. При проведении экспериментов запыленный газ подавался через входной патрубок и выходил через выходной. Более детальное описание двух экспериментов будет представлено ниже.

Эффективность устройства при компьютерном моделировании оценивалась по следующей формуле:

$$E = \frac{n - n_k}{n}, \quad (4.12)$$

где n – количество мелкодисперсных частиц, поступающих в сепаратор; n_k – количество мелкодисперсных частиц, не уловленных сепаратором.

В связи с тем, что при проведении реального эксперимента счет частиц не представляется возможным, эффективность находилась по следующей формуле:

$$E = \frac{m_1}{m_2}, \quad (4.13)$$

где m_1 – масса сепаратора до проведения эксперимента, кг; m_2 – масса сепаратора после проведения эксперимента, кг.

Перепад давления в сепараторе определялся по формуле:

$$\Delta p = p_1 - p_4, \quad (4.14)$$

где p_1 – давление на входном патрубке сепаратора; p_4 – атмосферное давление на выходном патрубке.

При проведении эксперимента на основе компьютерного моделирования (рисунок 4.14) задавались следующие постоянные параметры: атмосферное давление на выходе из сепаратора 10^5 Па, начальная скорость частиц в газовом потоке 0 м/с; число частиц, находящихся в газе 1000; массовый расход мелкодисперсных частиц $G = 0,01$ кг/с. Для получения результатов исследований изменялись следующие параметры: диаметр частиц в газе a в диапазоне 1–10 мкм, скорость газового потока W в диапазоне 1–2 м/с. Особую значимость в компьютерном моделировании имеет размер сетки. В силу того, что двутавровые элементы симметричны относительно друг друга и представляют одинаковую форму по всей высоте, для упрощения расчетов была выбрана плоскость параллельная поперечной пластине по всей площади сепаратора, позволившая свести расчет 3D модели к 2D, и задавалось условие периодичности для двутавровых элементов. Данные упрощения позволили существенно сократить время проведения расчета.

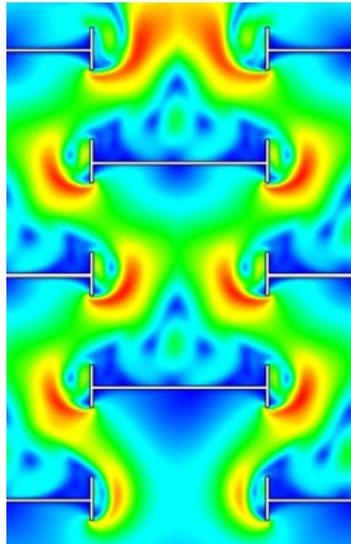


Рисунок 4.14 – Структура газа в сепараторе с вставками I-профиля

При проведении физического эксперимента была собрана экспериментальная установка на основе распечатанного на 3D принтере сепаратора, 3D модель которого использовалась при численном моделировании. Следует отметить, что материалом для печати сепаратора был выбран пластик ABS, имеющий высокую популярность в аддитивном производстве за счет повышенной ударопрочности, высокой эластичности и теплостойкости.

Экспериментальная установка (рисунок 4.15) включает следующие компоненты: 1 – прямоугольный корпус с двутавровыми элементами (сепаратор), 2 – переходник, соединяющий сепаратор с фильтром 3, 3 – фильтр, 4 – переходник, соединяющий фильтр 3 и воздуходувка 5, 6 – патрубков для подключения дифманометра. Важным аспектом точного измерения потери давления в экспериментальной установке является введение патрубка во внутрь на $2/3$ от ее центра осевой линии. Фильтр 3 использовался с целью имитации реального процесса, в ходе которого сепаратор должен выступать первой очистительной ступенью технологического цикла очистки газа от вредных частиц.

Проведение реального эксперимента можно разделить на несколько основных стадий:

1) Взвешивание двутавровых элементов в прямоугольном корпусе (сепаратора) на весах Superior mini digital platformscale, точность которых составляет до 0,01 г.

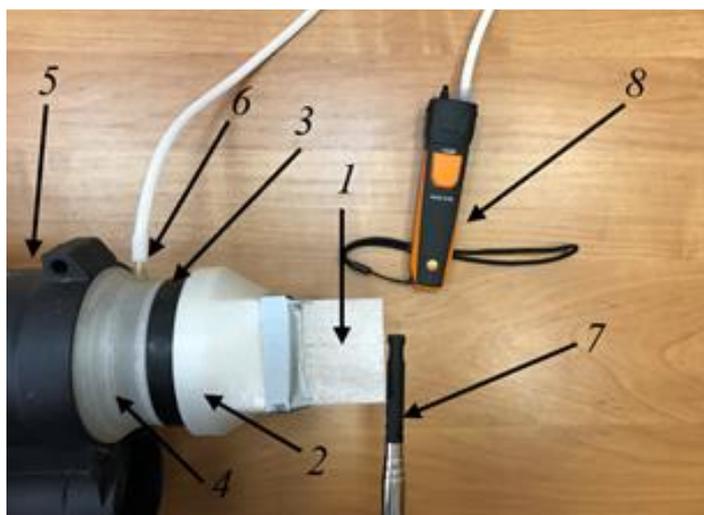


Рисунок 4.15 – Экспериментальная установка: 1 – двутавровые элементы в прямоугольном корпусе (сепаратор); 2 – переходник от сепаратора к фильтру; 3 – фильтр; 4 – переходник от фильтра к воздуходувке; 5 – воздуходувка; 6 – патрубок для подключения дифманометра; 7 – анемометр; 8 – дифманометр

2) Сборка экспериментальной установки. Подключение экспериментальной установки с воздуходувкой 5. Подключение дифманометра Testo 510i к патрубку 6. Наполнение дозатора мелкодисперсными частицами.

3) Проведение эксперимента. Воздуходувка 5 работает на всасывающем режиме. С помощью дозатора происходит впрыскивание мелкодисперсных частиц в сепаратор 1. Газовый поток, двигаясь по установке, очищается в сепараторе 1 и в фильтре 3, после чего выходит в окружающую среду через воздуходувку 5. В ходе эксперимента каждую секунду фиксируются потери давления при помощи дифманометра Testo 510i и скорость газа на входе в сепаратор 1 при помощи анемометра Testo 405i.

4) Окончание эксперимента. Разборка установки. Визуальная оценка двутавровых элементов в прямоугольном корпусе и фильтра. Взвешивание сепаратора на весах. Расчет эффективности сепаратора на основе изменения массы конструкции сепаратора до и после экспериментов.

В качестве мелкодисперсного материала использовался сертифицированный молотый мрамор марки OMYACARB 2-UR с диаметром частиц преимущественно 2 мкм. Технические условия данного порошка - ТУ 2144-001-71697832-2014.

В ходе физического эксперимента было установлено, что скорость на входе в экспериментальную установку равняется в среднем 1,72 м/с. Поэтому при численном моделировании исследовались процессы газоочистки при скорости газового потока в диапазоне 1–2 м/с [236].

Проведенный физический эксперимент показал, что эффективность уловленных мелкодисперсных частиц прямоугольным сепаратором составляет 79,7%. Эффективность сепаратора при численном моделировании равняется в среднем 49,8%. Следует отметить, что эффективность резко снижается при уменьшении скорости газового потока. Так при скорости газового потока 1 м/с эффективность для частиц диаметром 2–4 мкм составляет в среднем 27,2%, а при скорости потока 2 м/с составляет 72,3%. Учитывая, что при физическом эксперименте происходила коагуляция частиц, в то время как при численном моделировании в ходе каждого отдельного исследования задавалась фракция частиц определенного диаметра и скорость газового потока в ходе реального эксперимента приблизительно равна 2 м/с, можно сделать вывод, что компьютерное моделирование позволяет достаточно точно спрогнозировать эффективность данного сепаратора.

Потери давления в установке с фильтром в ходе эксперимента составили в среднем 1930 Па из-за установленного фильтра. Также было произведено измерение потери давления в установке без фильтра, в среднем оно равно 71 Па. Потери давления при проведении компьютерного моделирования составили в среднем 70,5 Па. ΔP измеряли на концах патрубков сепаратора, на выходном – задавалось атмосферное давление 10^5 Па (рисунок 4.16).

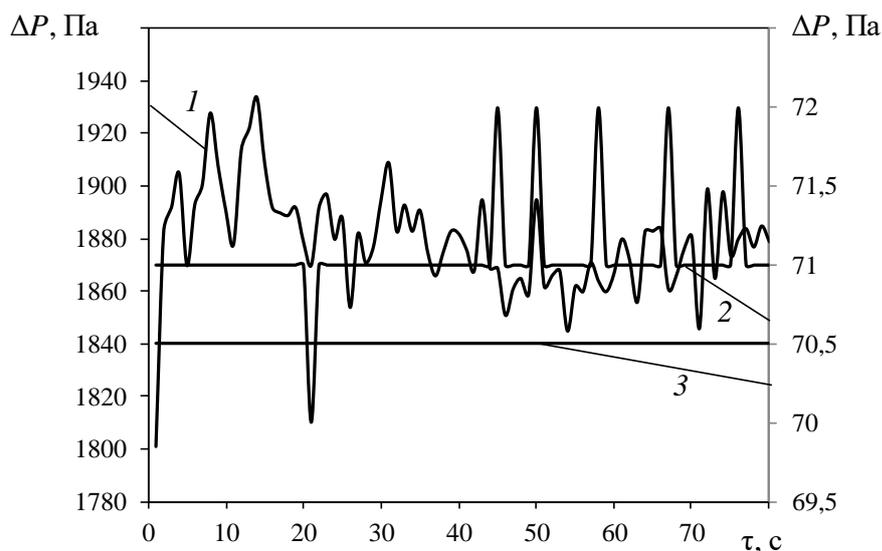


Рисунок 4.16 – Потери давления в сепараторе с двутавровыми элементами во времени: 1 – эксперимент с фильтром; 2 – эксперимент без фильтра; 3 – численные исследования

При движении эмульсий между элементами устройства возникает центробежная сила, которая обеспечивает образование зон циркуляционного движения (рисунок 4.17, а), в которых происходит расслоение эмульсии от основного потока [237]. Наличие нескольких рядов элементов повышает эффективность улавливания за счет структурированности потока. Для обеспечения равнопроточности устройства, а значит и минимального гидравлического сопротивления, последующий ряд двутавровых балок должен быть расположен от предыдущего на расстоянии 52-60% от длины двутавровой балки. Выявлено, что значение скорости эмульсии на входе в сепаратор 1,5–1,8 м/с представляется оптимальным для более эффективной сепарации, поскольку при заданной скорости обеспечиваются практически симметричные, равномерные, устойчивые циркуляционные зоны со сто процентным содержанием чистого вещества (рисунок 4.17, б).

Изучение структуры потока в прямоугольном сепараторе является ключевой целью при конструировании промышленных образцов устройства. Разделение эмульсии происходит за счет вращательного движения потока, поэтому большое значение приобретает правильный подбор скорости движения потока. Численные

исследования проводились при следующих условиях: текучая среда воздух и вода, температура среды 20°C , ширина элементов $b = 10$ мм, высота борта h варьировалась от 2 до 6 мм, высота канала 20 мм. Было получено распределение концентрации для рассматриваемой среды в области между двумя двутаврами по высоте и ширине.

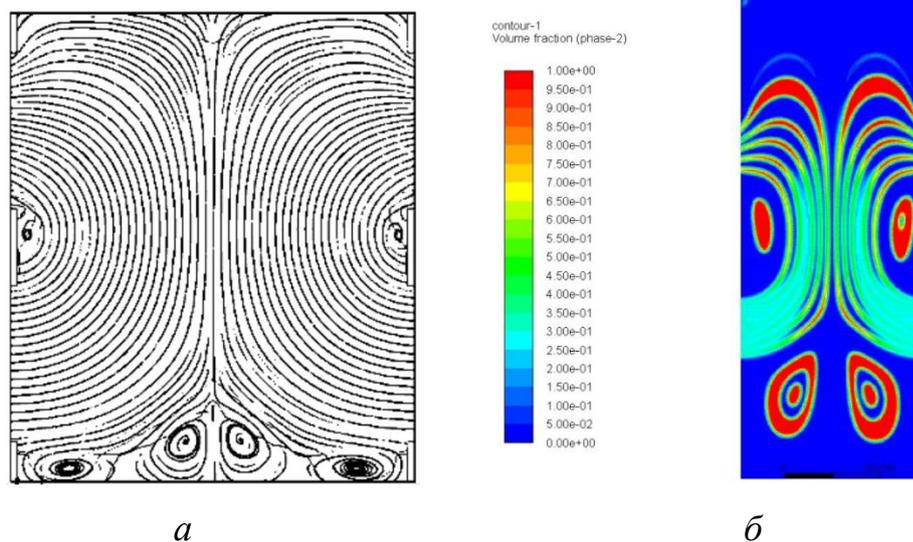


Рисунок 4.17 – а) Структура потока между двутавровыми элементами и б) распределение концентраций нефти при скорости потока 1,8 м/с

Видно образование циркуляционных зон, расположение вихрей в сепараторе схематично представлено на рисунке 4.18, каждому из которых присвоен порядковый номер.

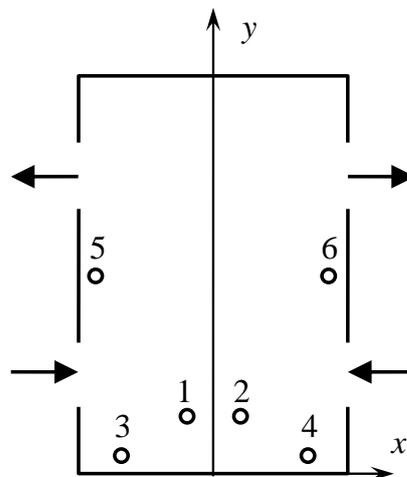


Рисунок 4.18 – Схема расположения центров вихрей в прямоугольном сепараторе

Для более эффективной сепарации необходимо оценить будут ли при заданной начальной скорости потока W_0 обеспечиваться практически симметричные, равномерные, устойчивые циркуляционные зоны, что в дальнейшем позволит подобрать необходимое место расположения отверстий для отвода фракции суспензии из аппарата. Исследования показали, что в воде стабильность вихрей № 1 и № 2 хорошая, отклонения относительно небольшие (рисунок 4.19), исключение составляет вариант с высокими бортами $h = 6$ мм.

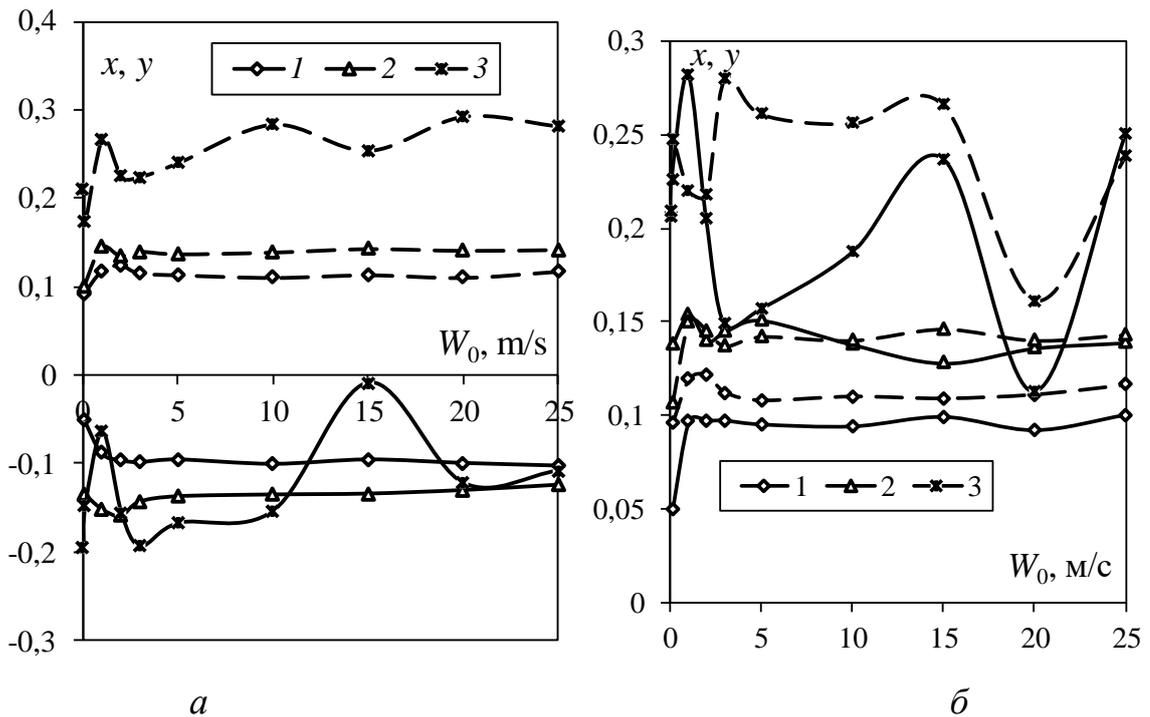


Рисунок 4.19 – Влияние скорости среды на входе в устройство на координаты центров вихря а) № 1 и б) № 2. Текучая среда – вода. h , мм: 1 – 2, 2 – 4, 3 – 6.

Сплошная линия – координата x , штриховая линия – координата y

Для вихря № 2 значения $x \approx y$ в воде, что свидетельствует о его смещении в угол двутавра. На графиках (рисунок 4.19, рисунок 4.20) значения координат безразмерные, отнесены к ширине элемента, сплошная линия – координата x , штриховая линия – координата y . Завихрения № 3 и № 4 в воде менее стабильны. При малых скоростях из-за недостаточности инерционности потока вихри разрушаются при $h = 4-6$ мм. При $h = 2$ мм вихрь № 4 крайне нестабилен, то появляясь, то разрушаясь (рисунок 4.20).

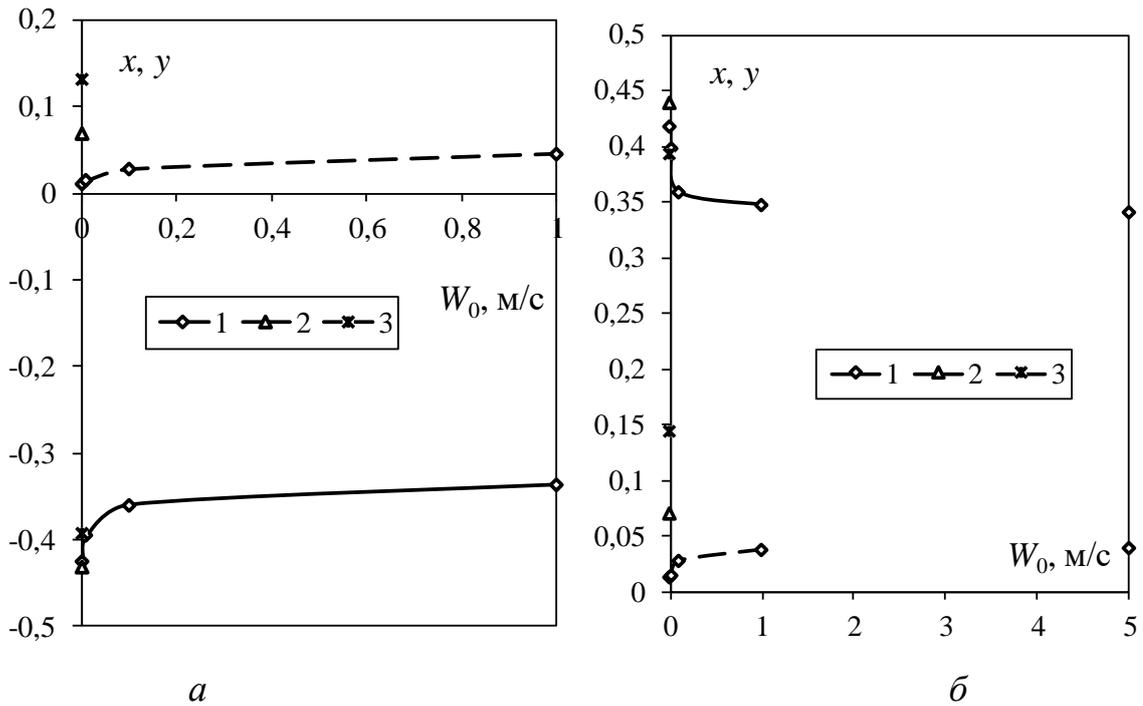


Рисунок 4.20 – Влияние скорости среды на входе в устройство на координаты центров вихря а) № 3 и б) № 4. Текучая среда – вода. h , мм: 1 – 2, 2 – 4, 3 – 6.

Сплошная линия – координата x , штриховая линия – координата y

При высоте бортов $h = 6$ мм вихрь № 6 становится устойчивым только, начиная со скорости $W_0 = 2$ м/с, в отличие от вихря № 5, который нестабилен на всем диапазоне исследуемых значений начальной скорости потока (рисунок 4.21).

Для разделения эмульсий критическим значением высоты борта является $h/b \leq 0,5$. Для обеспечения стабильности структуры вихрей можно верхнюю грань выполнить скругленной.

Таким образом, полученные данные демонстрируют образование стабильных циркуляционных зон № 1, 2, 5, 6 на всем диапазоне исследуемых скоростей потока на входе в устройство при величине борта от 2 до 4 мм, что приведет к эффективному разделению фаз для заданной скорости потока на входе при подобранных геометрических размерах периодического элемента сепарационного устройства. При проектировании разработанного прямоугольного сепаратора необходимо задаваться оптимальной входной скоростью эмульсии, чтобы отверстия в нижней стенке устройства были сопоставимы с образовавшимися циркуляционными зонами. Полученные распределения концентрации для

нефтепродуктов (либо воды) демонстрируют образование циркуляционных зон, а также показывают эффективное разделение фаз для заданной скорости потока на входе и подобранных геометрических размеров периодического элемента сепарационного устройства [238]. При значении скорости потока на входе 5 м/с наблюдается практически равномерное перемешивание эмульсии, а при меньших (0,5 м/с) – слабое разделение из-за недостаточной инерционности потока. Также необходимо исследовать конструкции сепараторов с выполненными бортами только в верхней части элемента, т.е., не выполняя изготовление элементов в форме двутавра.

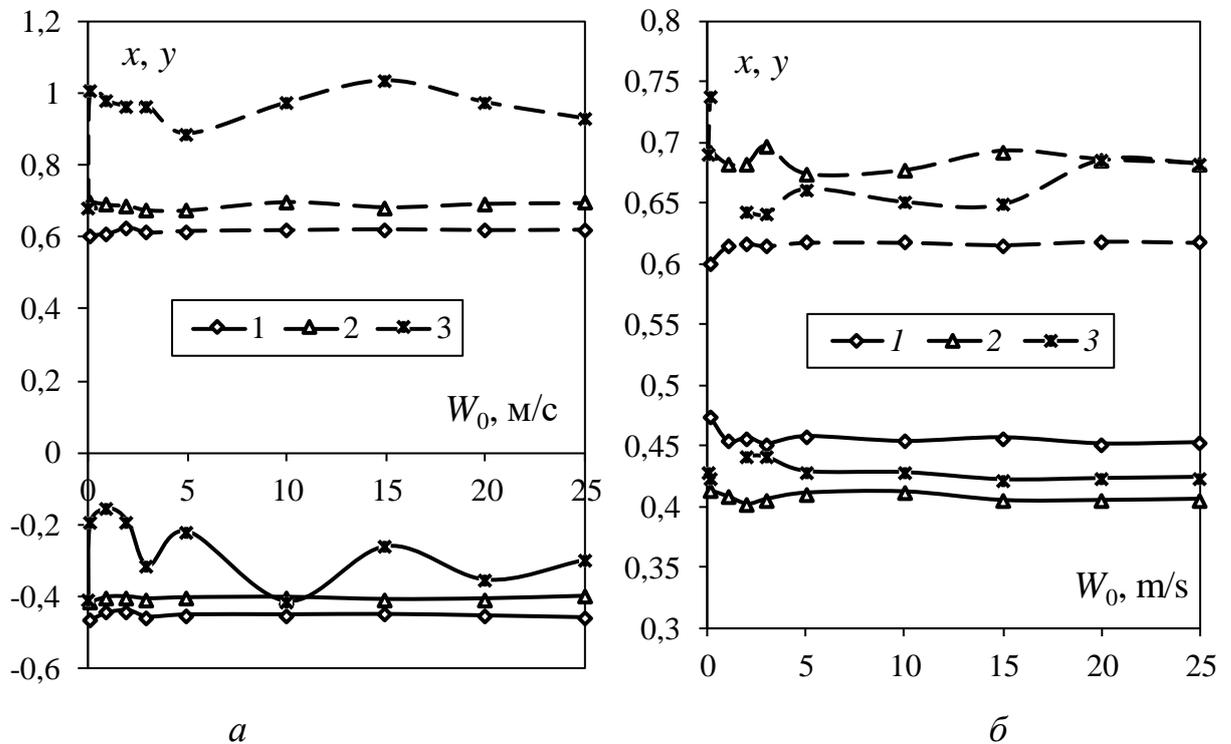


Рисунок 4.21 – Влияние скорости среды на входе в устройство на координаты центров вихря а) № 5 и б) № 6. Текучая среда – вода. h , мм: 1 – 2, 2 – 4, 3 – 6.

Сплошная линия – координата x , штриховая линия – координата y

Изменение вихревой структуры в сепараторе для сплошной среды воздух можно заметить на рисунке 4.22 для вихрей под № 1 и 2 (рисунок 4.18).

Видно, что вихри в целом менее стабильны, чем в воде, особенно при высоких бортах. Можно сделать вывод, что критическим значением высоты борта является $h/b \approx 0,5$ в случае сепарации частиц из газа.

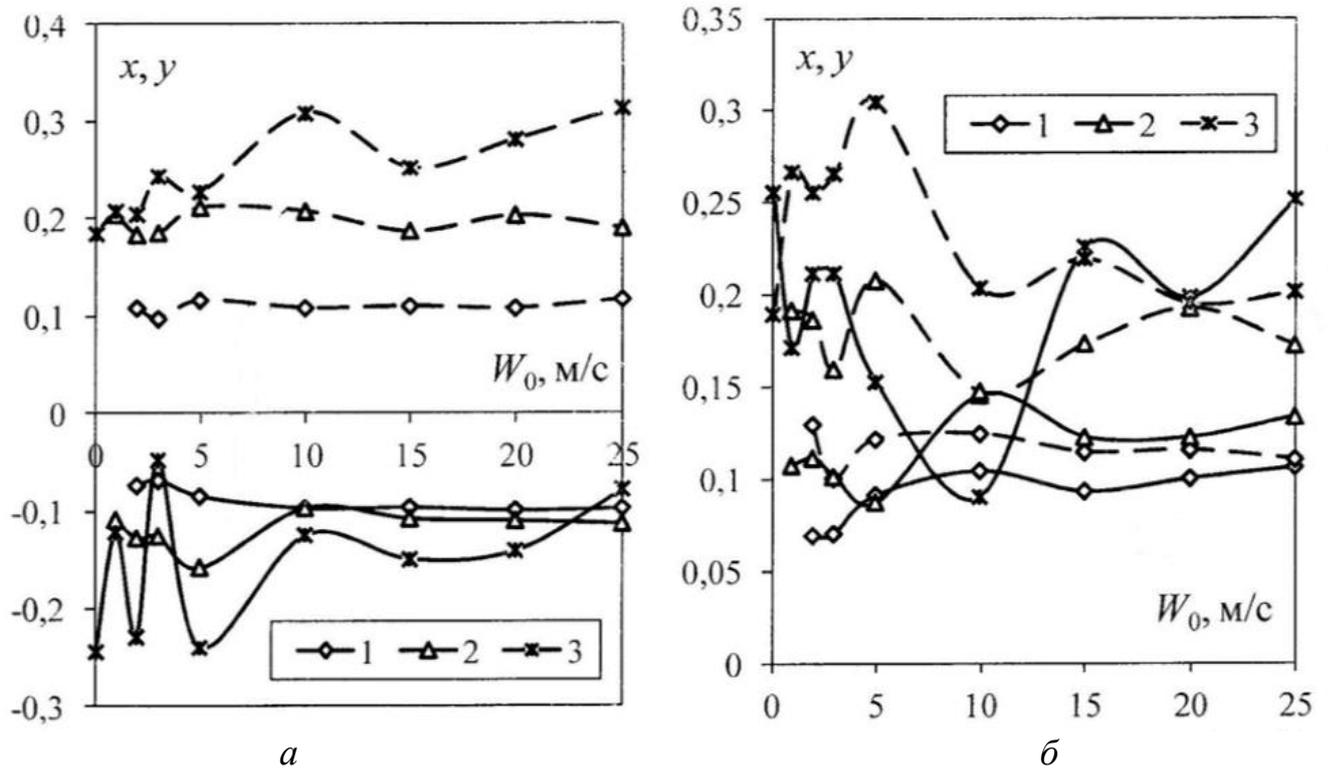


Рисунок 4.22 – Влияние скорости среды на входе в устройство на координаты центров вихря а) № 1 и б) № 2. Текучая среда – воздух. h , мм: 1 – 2, 2 – 4, 3 – 6.

Сплошная линия – координата x , штриховая линия – координата y

Очистка газового потока от мелкодисперсных частиц зависит от действия центробежных сил на него. Для достижения максимального значения центробежных сил в сепарационном устройстве двутавровые ряды относительно друг друга располагались на расстоянии L , которое определяется по следующей формуле (рисунок 4.23):

$$L = \frac{h_1 + b}{2}, \quad (4.15)$$

где h_1 – длина выступа двутаврового элемента, м; b – длина двутаврового элемента, м (рисунок 4.23).

Следует отметить, что каждая секция двутавровых элементов состояла из 4 рядов, в каждом из которых располагалось по 6 элементов.

В ходе анализа статистических данных было получено уравнение, отображающее зависимость коэффициента гидравлического сопротивления ξ от безразмерного параметра k :

$$\xi = 63,2 \cdot k^2 - 30,9 \cdot k + 8. \quad (4.16)$$

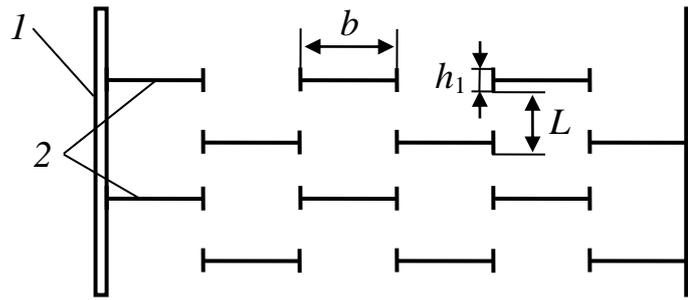


Рисунок 4.23 – Упрощенная схема одной секции двутавровых элементов (вид сверху): 1 – граничная стенка секции двутавровых элементов, 2 – двутавровые элементы

По ранее проведенным исследованиям [239] было установлено, что при отношении выступа двутаврового элемента к его длине равным $k = b/h_1 = 0,24$ достигается минимальное гидравлическое сопротивление данной конструкции (рисунок 4.24). Видно, что различные числовые значения модифицированных элементов сепаратора оказывают существенное влияние на гидравлические потери давления в аппарате ΔP , а значит и на его эффективность E . Минимальные значения потерь давления достигаются при $k = 0,2428$ (рисунок 4.24). Данное значение k является одинаковым для любого объемного расхода газа Q . Для частиц диаметром более 4 мкм предполагается, что эффективность сепаратора при любых значениях k в пределах $0 < k < 1$ в среднем равна 99,9 %, но значения потерь давления существенно увеличатся. Далее в исследованиях значение k принималось равным 0,25, так как это существенно упрощает изготовление конструкции элементов сепаратора. В таком случае длина двутаврового элемента в 4 раза больше длины выступов двутавров [240].

Численные расчеты проводились в программном комплексе Ansys Fluent. Для этого вначале была создана трехмерная модель сепарационного устройства с секциями двутавровых элементов в программном комплексе Autodesk Inventor, откуда затем была экспортирована в Ansys Fluent. Трехмерная модель имела следующие геометрические размеры: диаметр цилиндрического корпуса – 450 мм, высота устройства – 680 мм, диаметры входного и выходных патрубков – 300 мм,

диаметр внутренней трубы – 310 мм, длина двутаврового элемента $b = 14$ мм, длина выступа двутаврового элемента $h_1 = 3,5$ мм, толщина стенок двутавровых элементов – 0,4 мм. В ходе исследований задавались следующие граничные условия: на входном патрубке в устройство задавалась скорость газового потока, которая изменялась от 3 до 15 м/с, на выходном боковом патрубке задавалось давление равное атмосферному – 101325 Па.

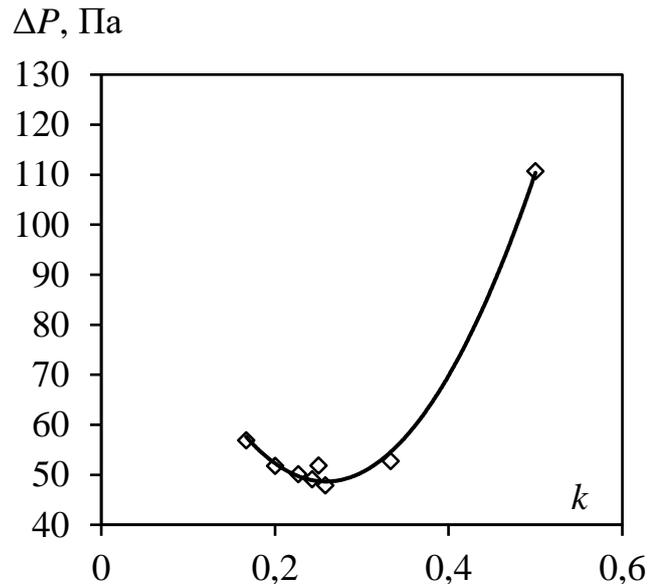


Рисунок 4.24 – Зависимость гидравлических потерь давления в прямоугольном сепараторе при различных значениях безразмерного коэффициента k

Следует отметить, что на выходном патрубке, предназначенном для пылевого бункера, задавалось условие прилипания частиц для симуляции их улавливания из газового потока. На всех остальных твердых поверхностях сепарационного устройства задавалось условие отскакивания частиц. При этом температура окружающей среды t_0 принималась равной 20 °С, плотность газового потока ρ принималась равной 1,22 кг/м³, динамическая вязкость воздуха принималась равной $18,1 \cdot 10^{-6}$ Па·с. Размер частиц пыли a изменялся от 5 до 20 мкм. Плотность частиц пыли ρ_a изменялась от 1000 до 7000 кг/м³. Для построения некоторых зависимостей, в частности, изменения эффективности очистки газового потока от размера частиц пыли (рисунок 4.26) и изменения коэффициента гидравлического сопротивления от входной скорости газа (рисунок 4.27), плотность частиц ρ_a принималась равной 1000 кг/м³. Известно, что при большей

плотности частиц эффективность их улавливания выше, чем при меньшей плотности. Поэтому для упрощения некоторых расчетов плотность частиц принималась равной единственному значению – 1000 кг/м^3 .

Эффективность сепарационного устройства с секциями двутавровых элементов E оценивалась по выражению (4.1). Гидравлическое сопротивление сепарационного устройства ξ с секциями двутавровых элементов рассчитывалось по формуле (4.10) [241].

Число Стокса Stk определялось по следующему выражению:

$$Stk = \frac{\rho_a a^2 W}{b \mu}. \quad (4.17)$$

Результаты проведенных исследований были представлены графически (рисунок 4.25–рисунок 4.27). В ходе исследований была получена экспоненциальная зависимость эффективности очистки газовых потоков от частиц пыли сепарационным устройством от числа Стокса (рисунок 4.25). Обнаружены значения числа Стокса при которых достигается наибольшая эффективность каждой ступени прямоугольного сепаратора. Критическая скорость для длин двутавровых элементов 10; 25 и 50 мм равна 4,9; 2,9 и 2,0 м/с, соответственно [242]. При этом минимальная эффективность очистки газов от частиц пыли размером 5 – 20 мкм составила 64,5 %, максимальная эффективность составила 98,2 %. В среднем эффективность очистки газового потока от частиц пыли размером 5 – 20 мкм и плотностью $1000 - 7000 \text{ кг/м}^3$ сепарационным устройством составила 81,2 % (рисунок 4.26). Высокая эффективность очистки газового потока от частиц пыли размером до 20 мкм сепарационным устройством достигается за счет действия центробежных сил, возникающих при обтекании газовым потоком ряды двутавровых элементов, которые достигают больших значений относительно других инерционно-центробежных аппаратов. Расстояние между соседними рядами двутавровых элементов, рассчитанное по формуле (4.15), составило 8,75 мм. Таким образом, радиус вращения частиц значительно меньше аналогичного радиуса в других аппаратах, например, в циклонах, что является причиной возникновения центробежных сил в сепарационном устройстве существенно

больших значений относительно других аппаратов. Коэффициент гидравлического сопротивления сепарационного устройства в среднем составлял 11,7 (рисунок 4.27).

При числах Стокса 0,3 – 17,8, 18,1 – 55,1 и выше 56,2 эффективность очистки газового потока от частиц пыли составляет в среднем 71,2, 83,9 и 94,8 % соответственно. Как показывает расчетная формула (4.17), формула для числа Стокса включает такие параметры, как плотность частиц ρ_a , диаметр частиц a , скорость газового потока W , длину двуглавых элементов b и др. Таким образом, первоначальный анализ запыленных газовых потоков и достаточно точная информативность о характеристиках запыленного газового потока, в частности сведения о распределении размера и плотности частиц позволяют через полученную зависимость рассчитать скорость газового потока и длину двуглавых элементов для достижения максимальной эффективности (рисунок 4.25).

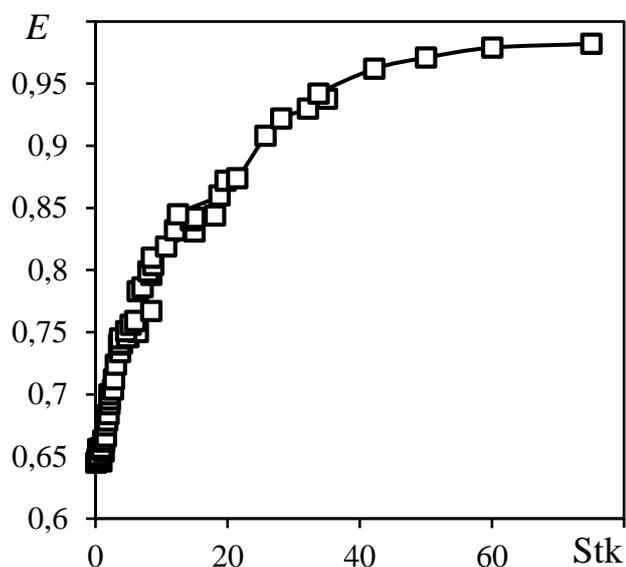


Рисунок 4.25 – Зависимость изменения эффективности очистки газового потока от частиц пыли сепарационным устройством с секциями двуглавых элементов от числа Стокса

Эффективность очистки газовых потоков от частиц пыли размером 5 – 20 мкм в среднем составляет 73,2, 81,4 и 88,8 % при плотности частиц 1000, 3000 и 7000 кг/м³ соответственно. При размере частиц пыли до 10 и 20 мкм и их плотности

в диапазоне от 1000 до 7000 кг/м³ эффективность сепарационного устройства составляет в среднем 74,1 и 88,3 % соответственно. Следует отметить, что по мере роста размера и плотности частиц повышается степень эффективности очистки газового потока, как отмечалось выше (рисунок 4.26).

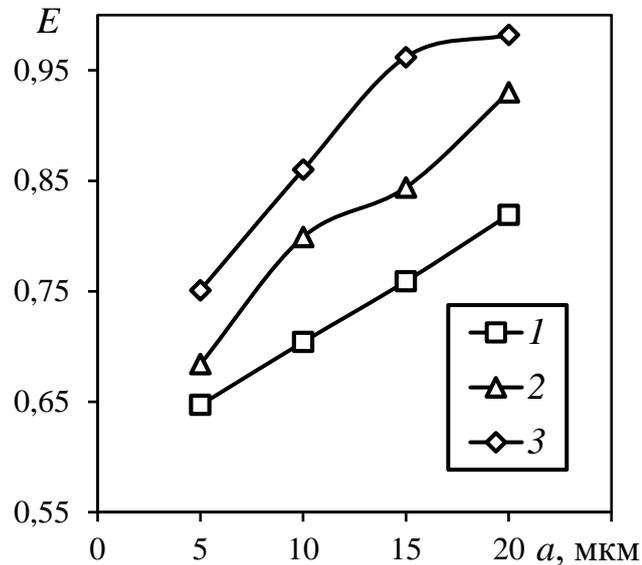


Рисунок 4.26 – Зависимость изменения эффективности очистки газового потока от частиц пыли сепарационным устройством от их размера при различной плотности частиц, кг/м³: 1 - 1000, 2 - 3000, 3 – 7000. Входная скорость газового потока $W = 15$ м/с

Полученная квадратичная зависимость коэффициента гидравлического сопротивления сепарационного устройства от входной скорости газового потока показывает, что при определенных скоростях газового потока сопротивление в сепараторе уменьшается, что снижает энергетические затраты на всасывание воздуха. Отмечается, что минимальное гидравлическое сопротивление $\xi = 11,54$ достигается при входной скорости газового потока $W = 12$ м/с. Это объясняется тем, что при определенных скоростях формируется устойчивая структура газового потока внутри сепарационного устройства, уменьшается количество различных по размерам вихрей, нарушающих эту структуру. Исследования показали, что при скоростях газового потока в диапазоне 10–15 м/с коэффициент гидравлического сопротивления сепарационного устройства является минимальным относительно

других диапазонов скоростей и в среднем составляет 11,56 (рисунок 4.27). С уменьшением толщины элементов вставок значение ξ увеличивается [243].

Полученные данные демонстрируют, что разработанное сепарационное устройство с секциями двутавровых элементов можно установить вместо инерционных и инерционно-центробежных аппаратов. Результаты исследований продемонстрировали, что при росте диаметра и плотности частиц увеличивается эффективность сепарационного устройства.

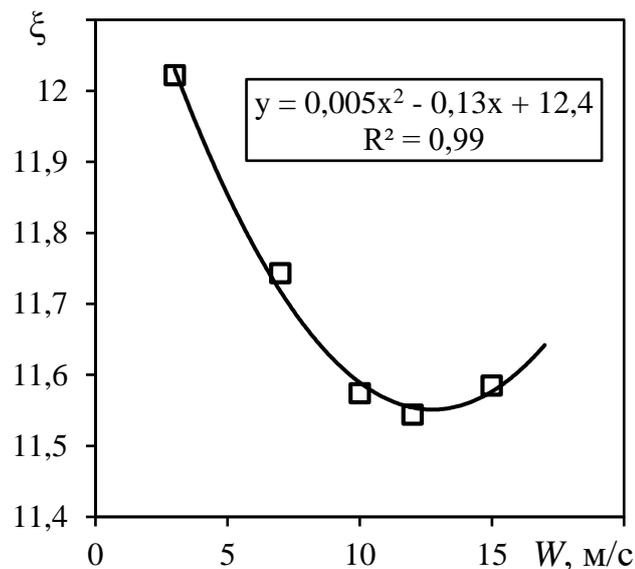


Рисунок 4.27 – Зависимость изменения коэффициента гидравлического сопротивления сепарационного устройства с секциями двутавровых элементов от входной скорости газового потока

Таким образом, помимо высокой эффективности очистки газовых потоков от частиц размером более 20 мкм, сепарационное устройство успешно справляется с очисткой газов от частиц размером менее 20 мкм, что позволяет уменьшить нагрузку на следующее очистительное звено – фильтрующий воздухоочиститель. Это позволяет, как повысить общую эффективность очистки газовых потоков от механических взвесей, так и увеличить эксплуатационный срок службы фильтрующих воздухоочистителей.

В ходе численных исследований было установлено, что эффективность сепарационного устройства составляет в среднем 81,2% при следующих параметрах: размер частиц пыли 5–20 мкм, плотность частиц пыли 1000–7000

кг/м³, входная скорость газового потока 3–15 м/с. Показано, что с ростом плотности и диаметра частиц увеличивается эффективность очистки газов. Таким образом, сепарационное устройство может использоваться для грубой и тонкой очисток. Максимальная эффективность очистки газового потока от частиц пыли размером 5–20 мкм равная не менее 94% достигается при числах Стокса более 56,2. Минимальное гидравлическое сопротивление сепарационного устройства равно 11,56 достигается при входных скоростях газового потока 10–15 м/с. Таким образом, полученные зависимости эффективности устройства от числа Стокса (рисунок 4.25), коэффициента гидравлического сопротивления устройства от входной скорости газа (рисунок 4.26) и параметров пыли в потоке воздуха (размер частиц пыли и их плотность) позволяют подбирать технологические и конструктивные параметры при которых будет достигаться максимальная эффективность очистки газов от частиц пыли при минимальном гидравлическом сопротивлении устройства.

Вставки С-профиля (дуги). Для определения гидравлического сопротивления сепаратора с дугами рассчитывался критерий Эйлера Eu , характеризующий соотношение сил давления и сил инерции:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho W_h^2}, \quad (4.18)$$

где Δp – потери давления в сепарационном устройстве с дугообразными элементами, Па; W_h – скорость в сужении между дугообразными элементами, м/с.

Потери давления Δp в устройстве рассчитывались по выражению:

$$\Delta p = p - p_a, \quad (4.19)$$

где p – давление на входе в сепарационное устройство с дугообразными элементами, Па.

Скорость в сужении между дугообразными элементами W_h рассчитывалась по выражению:

$$W_h = 2W, \quad (4.20)$$

которое было получено на основе уравнения неразрывности:

$$\rho WF = \text{const}, \quad (4.21)$$

где F – площадь сечения, через которое протекает газопылевой поток, м^2 .

В расчетах использовалось число Рейнольдса, характеризующее отношение сил инерции к силам трения:

$$\text{Re} = \frac{W_h d}{\nu}. \quad (4.22)$$

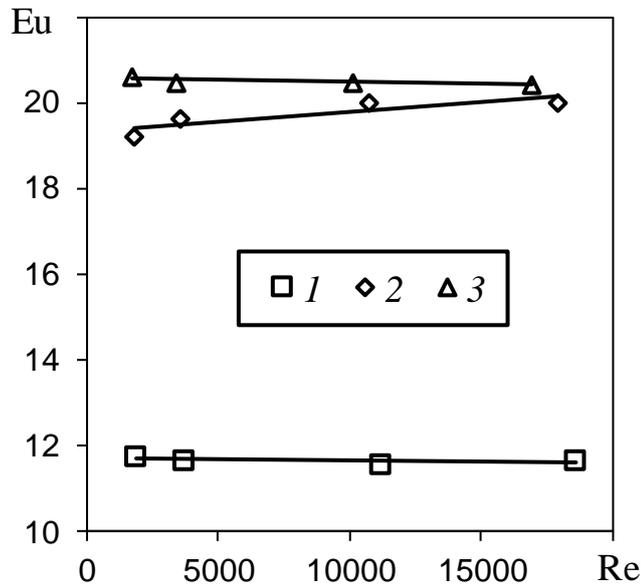


Рисунок 4.28 – Изменение числа Эйлера от числа Рейнольдса при толщине дуги δ , мм: 1 – 2; 2 – 3; 3 – 4,5

Рассмотрим характеристики работы конструкции сепаратора, представленного на рисунке 4.8. При моделировании газодинамики в программном комплексе решалось уравнение Навье-Стокса, которое дополнялось уравнением неразрывности потока. В качестве модели турбулентности была выбрана $k-\omega$ SST.

Основные размеры твердотельной модели сепарационного устройства: диаметр и высота дугообразных элементов – 30 и 250 мм соответственно, высота и длина сепарационного устройства – 480 и 440 мм соответственно, высота сепарационной решетки – 250 мм, размеры входного патрубка – 148×315 мм, размеры выходного патрубка – 25×315 мм, угол наклона выходного патрубка – 10°, расстояние от нижней части сепарационной решетки до бункера – 100 мм. Сеточная независимость достигается при 1,3 млн ячеек сетки (рисунок 4.29). При численном моделировании на дне устройства задавалось условие прилипания, на всех остальных стенках задавалось условие отпрыгивания

частиц. Потому что не все частицы сразу улавливаются при их контакте с дугообразными элементами, некоторое количество отражается и уносится потоком.

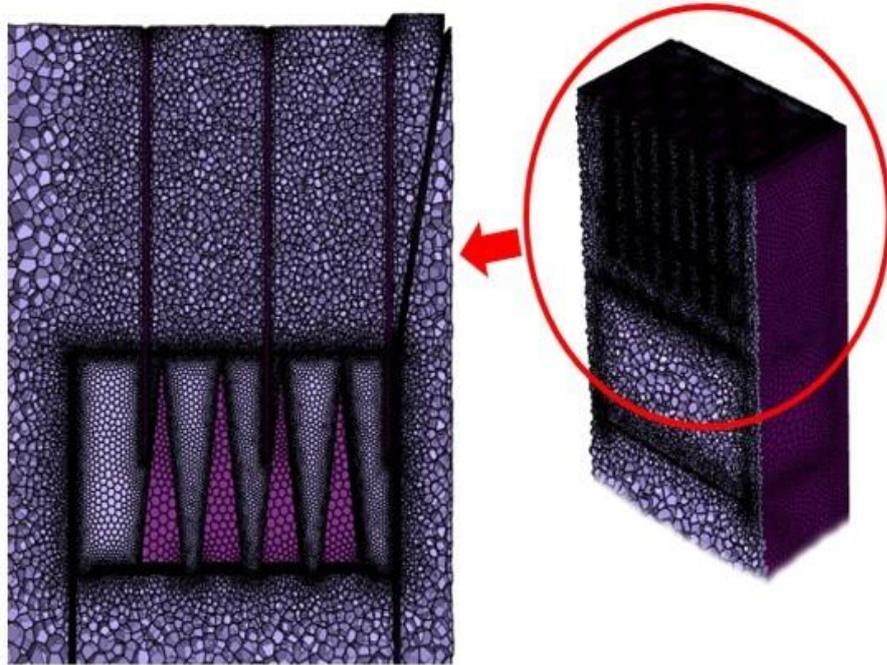


Рисунок 4.29 – Сетка при моделировании сепаратора с вставками С-профиля

Движение дисперсной фазы в работе описывается лагранжевым методом с использованием известного подхода Discrete Phase Model (детерминированное движение представленного набора монодисперсных частиц по индивидуальным траекториям не менее нескольких тысяч). Путь частицы моделируется как последовательность случайных шагов, где направление и величина каждого шага определяется случайным образом на основе заданного распределения вероятностей. Это позволяет учесть случайное взаимодействие частицы с турбулентными вихрями и пульсациями в потоке. Причем предполагалось, что дискретная фаза не оказывает влияния на поле потока непрерывной фазы, поскольку объемная доля частиц составляла намного меньше 10%, обычно менее 1%. Учитывая, что геометрия по ширине устройства не изменяется, для упрощения расчетов использовалось условие симметрии. Также варьировались некоторые параметры: входная скорость газопылевого потока W от 0,5 до 5 м/с, размер частиц от 10 до 170 мкм и толщина дугообразных элементов δ от 2 до 4,5 мм. На выходе из сепарационного устройства задавалось атмосферное давление p_a равное 101325

Па, плотность частиц составляла 3400 кг/м^3 , плотность воздуха принималась равной $1,204 \text{ кг/м}^3$, коэффициент кинематической вязкости воздуха ν составлял $15,06 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Отличительной особенностью сепаратора с дугами является низкое гидравлическое сопротивление. Характер движения потока – турбулентный. При входной скорости газопылевого потока $0,5\text{--}1 \text{ м/с}$ гидравлическое сопротивление сепаратора с дугами составляет от 14 до 100 Па при исполнении дуг разной толщины (рисунок 4.32) [234].

Для частиц пыли размером 20-25 мкм достигается степень улавливания 71% при скорости движения потока $0,5 \text{ м/с}$. Однако эффективность улавливания для более крупных частиц (от 30 мкм) выше при толщине дугообразных элементов 3 мм, чем 2 или 4,5 мм при тех же скоростях потока газа (рисунок 4.30).

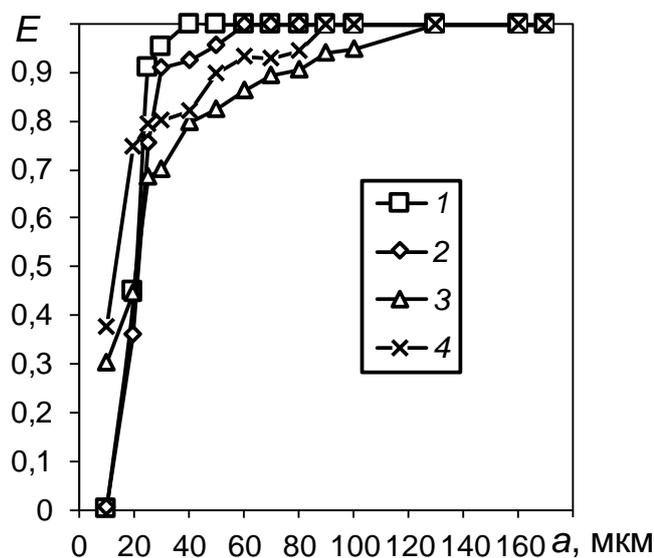


Рисунок 4.30 – Зависимость эффективности улавливания мелкодисперсных частиц сепарационным устройством от их диаметра при различной входной скорости запыленного газа W , м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 3; 4 – 5. Толщина дугообразных элементов 4,5 мм

Проведенные исследования показали, что разработанное 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 при умеренном перепаде давления до 380 Па.

При этом количество рядов дугообразных элементов N_r равно 12, а и их высота h_{arc} равна 250 мм. При этом наиболее оптимальной входной скоростью W является 1–1,5 м/с. Эффективность пылеулавливающего 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 размером от 25 до 100 мкм из газа ухудшается. Это связано с изменением центробежных сил, действующих на частицы и условием взаимодействия частиц со стенкой за счет отскока частиц [244] (рисунок 4.31).

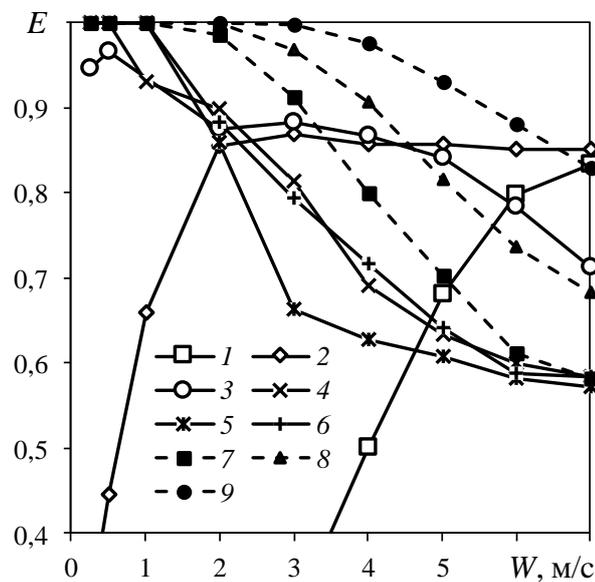


Рисунок 4.31 – Зависимость изменения эффективности очистки газового потока от частиц пыли сепарационным устройством с 12-ю рядами поперечных дуг высотой 250 мм от входной скорости газового потока при улавливании частиц диаметра a , мкм: 1 – 10; 2 – 20; 3 – 30; 4 – 40; 5 – 50; 6 – 70; 7 – 90; 8 – 130; 9 – 170

Рядом с вставками С-профиля образуется волновая структура потока с около нулевыми скоростями, при этом, когда скорость потока увеличивается, то у частиц увеличивается импульс и при попадании на вставки частицы отскакивают от них и уносятся потоком. С увеличением размера частиц уже действует сила тяжести, которая более существенна, частицы ударяются о вставки и отскакивают так сильно, что оказываются в зоне с около нулевыми скоростями. 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 дуг. Под действием центробежных сил частицы выбиваются из потока и отлетают к дугам. При этом импульс каждой отдельной частицы достаточно большой, что приводит к вероятности ее отскока от поверхности дуг обратно в структурированный волнообразный поток газа. В случае, если частица отскакивает в застойную зону, то она постепенно падает в бункер сепаратора (рисунок 4.31). 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 (рисунок 4.31) [233].

Потери давления составили от 5,6 до 4665,6 Па при скорости на входе в устройство от 1 до 7 м/с (рисунок 4.32). Таким образом, получена зависимость перепада давления от входной скорости для устройства с двенадцатью рядами дуг высотой 250 мм каждая (рисунок 4.32):

$$\Delta p = 94,1W^2. \quad (4.23)$$

С увеличением числа рядов поперечных дуг перепад давления возрастает, однако при скорости потока 1 м/с эта разница не значительна для высоты исследуемых дуг 250 и 1000 мм (рисунок 4.33), и составляет максимально до 110,9 Па. В этой связи оптимальным числом рядов будем считать 12 штук высотой 250 мм, при этих значениях для 1 м/с перепада составит 95,5 Па, а при входной скорости газопылевого потока до 2 м/с перепад давления в сепараторе с поперечными дугами составит не более 380 Па (рисунок 4.32).

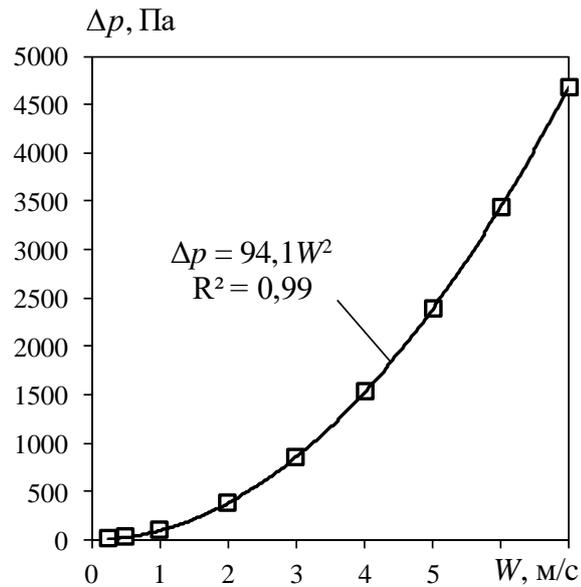


Рисунок 4.32 – Потери давления в сепараторе с 12-ю рядами поперечных дуг высотой 250 мм при скорости газа на входе

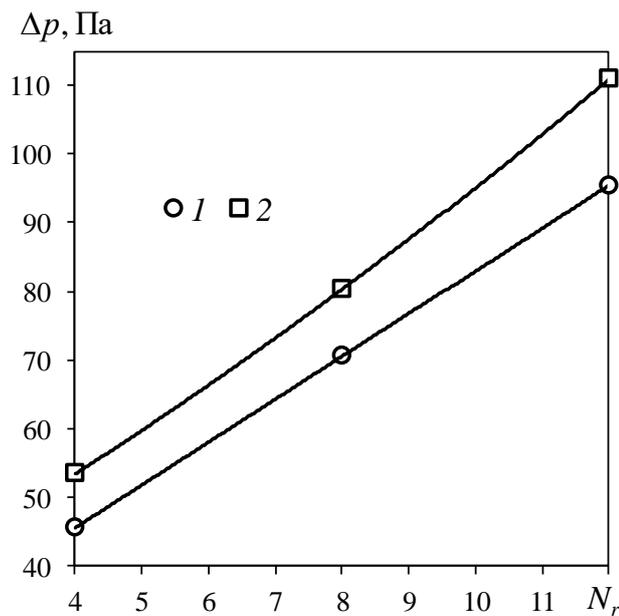


Рисунок 4.33 – Перепад давления в сепараторе с N_r количеством рядов поперечных дуг высотой h_{arc} , мм: 1 – 250; 2 – 1000, $W = 1$ м/с

Для расчета сепаратора с дугами (рисунок 4.34) использовался метод конечных элементов в программном комплексе Ansys Fluent. В ходе исследования использовалась модель турбулентности – SST.

При проведении исследования задавались следующие параметры: на выходе из устройства принималось атмосферное давление 101325 Па, начальная скорость

частиц в газовом потоке 0 м/с, число частиц, находящихся в газе n принималось равным 1000 , плотность газового потока ρ задавалась равной $1,22$ кг/м³, коэффициенты кинематической ν и динамической μ вязкости газа принимались равными $1 \cdot 10^{-6}$ м²/с и $18,1 \cdot 10^{-6}$ Па·с соответственно. Для получения результатов изменялись следующие параметры: скорость на входе в сепаратор W в диапазоне $1-15$ м/с, диаметр частиц a в газе принимался равным от 1 до 15 мкм. В ходе исследования изменялись габариты прямоугольного сепаратора, а именно сечение входного патрубка варьировалось от $0,1 \times 0,1$ до $0,4 \times 0,4$ м². Пропорционально изменению габаритов прямоугольного сепаратора изменялись все конструкционные элементы: длина дугообразных элементов принималась равной в диапазоне $12,5-50$ мм. В ходе каждого исследования число рядов дугообразных элементов внутри сепаратора оставалось неизменным – 5 . Исследование производилось при различной производительности прямоугольного сепаратора в диапазоне $0,01$ до $2,4$ м³/с. Стоит отметить, что для упрощения расчетов, толщину стенок в данном исследовании не учитывали, она задавалась бесконечно малому значению. При численном моделировании задавалось условие прилипания.

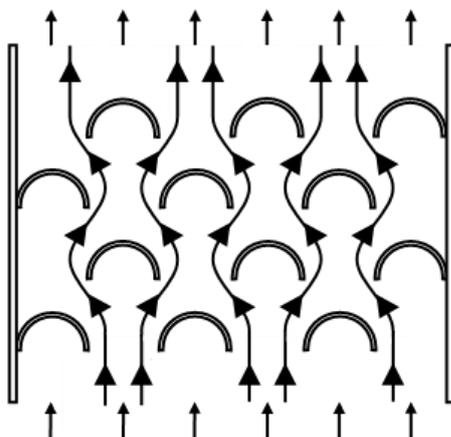


Рисунок 4.34 – Упрощенная модель, описывающая характер движения потока между модифицированными вставками (дугами) сепаратора (вид сверху)

Численный расчет проводился при следующих допущениях: процесс течения газового потока стационарен, концентрация пыли исключает взаимодействие между частицами, влияние частиц на движение несущей среды не учитывается. На входном и выходном патрубках аппарата измерялись значения давления.

Вследствие чего был рассчитан коэффициент гидравлического сопротивления ξ сепаратора:

$$\xi = \Delta p \frac{H}{h} \frac{2}{\rho W_h^2}, \quad (4.24)$$

где Δp – потери давления в сепараторе, Па; H – расстояние между первым и последним рядом дугообразных элементов, м; h – радиус окружностей вокруг элементов, м; ρ – плотность газа, кг/м³; W_h – скорость в сужениях прямоугольного сепаратора, м/с.

Число Рейнольдса Re определялось по следующей формуле:

$$Re = \frac{aW_h}{\nu}, \quad (4.25)$$

где a – диаметр частиц, м; ν – коэффициент кинематической вязкости, м²/с.

Определение соотношения между кинетической энергией взвешенных частиц и энергией их взаимодействия с газом производилось по числу Стокса Stk .

$$Stk = \frac{\rho_a a^2 W_h}{\mu h}, \quad (4.26)$$

где ρ_a – плотность частиц, кг/м³; μ – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с. Для оценки эффективности очистки газового потока от мелкодисперсных частиц сепаратором с вставками С-профиля рекомендовано выражение $E = 1 - 0,4598e^{-1,21Stk}$.

Вследствие того, что дугообразные элементы размещались относительно друг друга и входного патрубка по принципу равнопроточности, то скорость в сужениях прямоугольного сепаратора W_h в формулах (4.24)–(4.26) принималась равной скорости газового потока W на входе в устройство.

Коэффициент гидравлического сопротивления прямоугольного сепаратора в среднем равен 3,96. Среднеквадратичная ошибка для данного исследования составила 3,31% (рисунок 4.35). Коэффициент гидравлического сопротивления можно определить по выражению $\xi = 0,0154Re \cdot 10^{-3} + 3,8722$ [245].

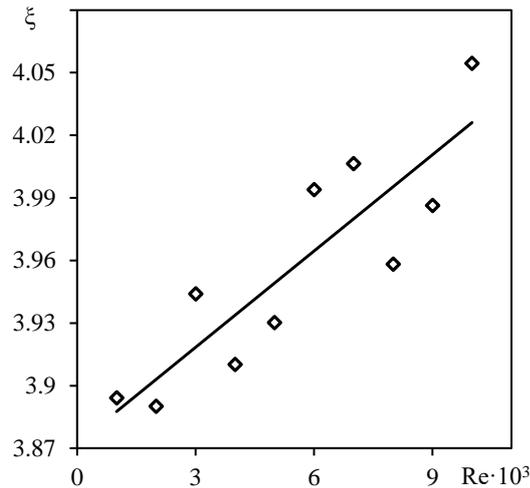


Рисунок 4.35 – Изменения коэффициента гидравлического сопротивления от числа Рейнольдса в сепараторе с дугами

Вставки П-профиля (полки).

Исследования проведены для устройства с шириной основной грани 20 мм, боковой грани 9 мм в программном комплексе Ansys Fluent (v. 19.0) на примере водонефтяных эмульсий. Скорость варьировалась от 2 до 6 м/с. При расчете использовался метод объема жидкости (VOF) позволяющий учитывать взаимодействие двух несмешивающихся фаз, при котором, в духе метода конечных объемов (FVM), уравнение интегрируется по контрольному объему, чтобы учесть изменение массы в пределах объема. В расчете использовалась стандартная $k - \varepsilon$ модель турбулентности. Расчет нестационарный с шагом по времени равным 0,02. Количество шагов по пространству на временном шаге – 20.

Уравнение неразрывности объема:

$$\frac{d}{dt} \int_{V_i} \rho(x,t) dV + \sum_f \int_f \rho(x,t) u(x,t) dS = 0, \quad (4.27)$$

Интегрируя по времени, с учетом $\rho(x,t) = \rho_A H(x,t) + \rho_B (1 - H(x,t))$

$$\alpha_i(t + \Delta t) = \alpha_i(t) - \frac{1}{V_i} \sum_f \int_t^{t+\Delta t} \int_f H(x,\tau) u(x,\tau) dS d\tau, \quad (4.28)$$

Граничные условия задавались следующим образом – на двух входных участках «velocity inlet» (значение скорости на входе) средняя скорость,

нормальная к границе ν , на двух выходных участках «outflow» (свободный выход) значение векторов скорости в соседнем элементе совпадают со значением и направлением в предыдущей ячейке, на остальных границах задавались условия «wall» (стенка). Исследуемый модуль был разбит на 130690 ячеек. 48644 ячеек было на границе раздела с твердыми стенками. Сетка тетраэдрическая 0,17 - 0,64 мм. Капли жидкости с меньшей плотностью движутся к центру за счет силы вызванной градиентом скорости и, следовательно, давлением. Высота вихревого сепаратора изменялась от 10 мм до 30 мм, а ширина граней П-профиля составляла 30 мм. Ширина боковой грани П-профиля составляла 15 мм.

Анализ структуры потоков в вихревом сепараторе для разделения эмульсий показывает, что при больших скоростях потока на входе наблюдается практически равномерное перемешивание эмульсии с образованием вихревых течений, центр которых расположен вблизи борта П-образного сепаратора (рисунки 4.36 – 4.38). При этом образуются практически симметричные, равномерные и устойчивые циркуляционные зоны, на выходе из которых концентрация нефти составляет 98,9% и 99,9% при средних скоростях эмульсии в наиболее узком сечении устройства 1 и 2 м/с соответственно. Стоит отметить, что в проведенных ранее численных исследованиях выявлена невысокая эффективность разделения эмульсии при малых скоростях движения (до 0,5 м/с) из-за недостаточной инерционности потока.

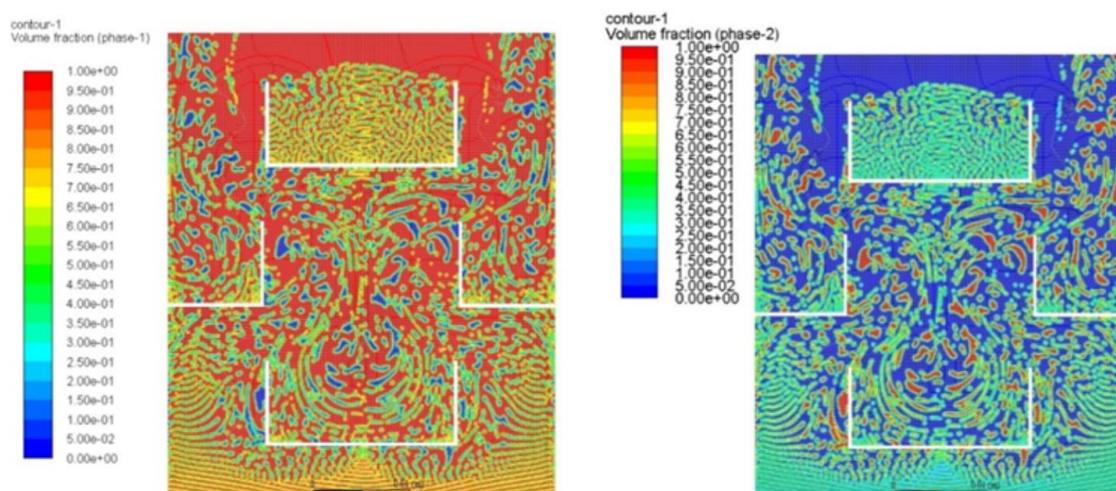


Рисунок 4.36 – Распределение объемной доли двух фаз (нефть-вода) в сепараторе с П-образными элементами при скорости движения эмульсии 2 м/с

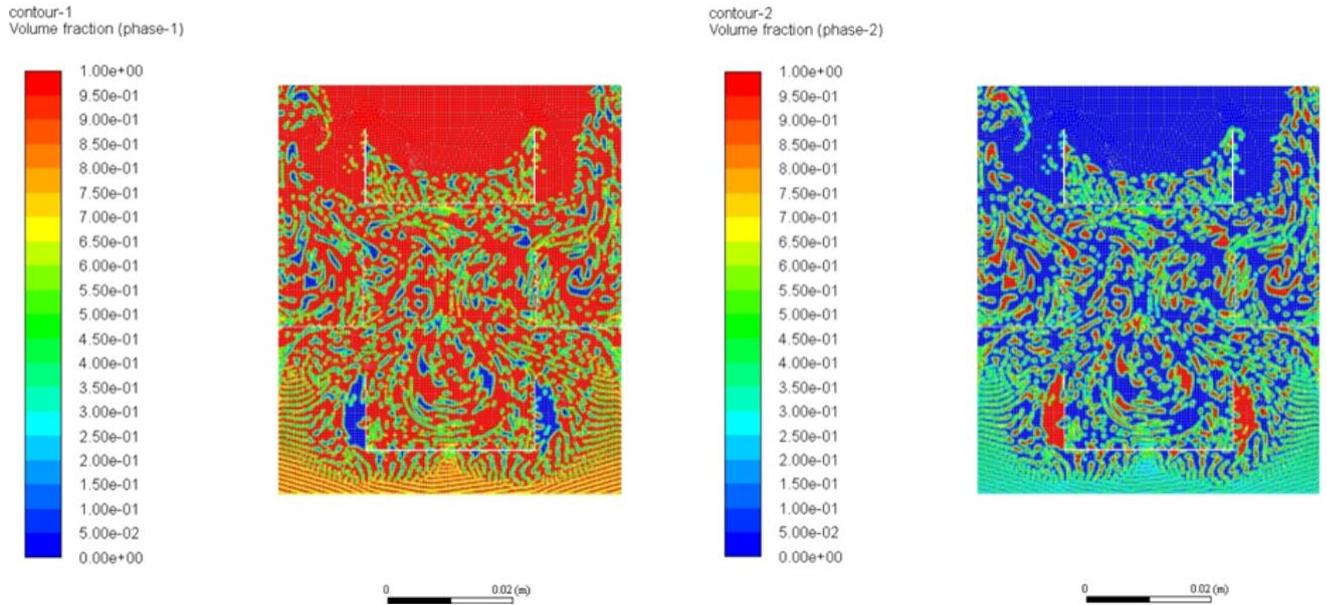


Рисунок 4.37 – Распределение объемной доли двух фаз (нефть-вода) в сепараторе с П-образными элементами при скорости движения эмульсии 6 м/с

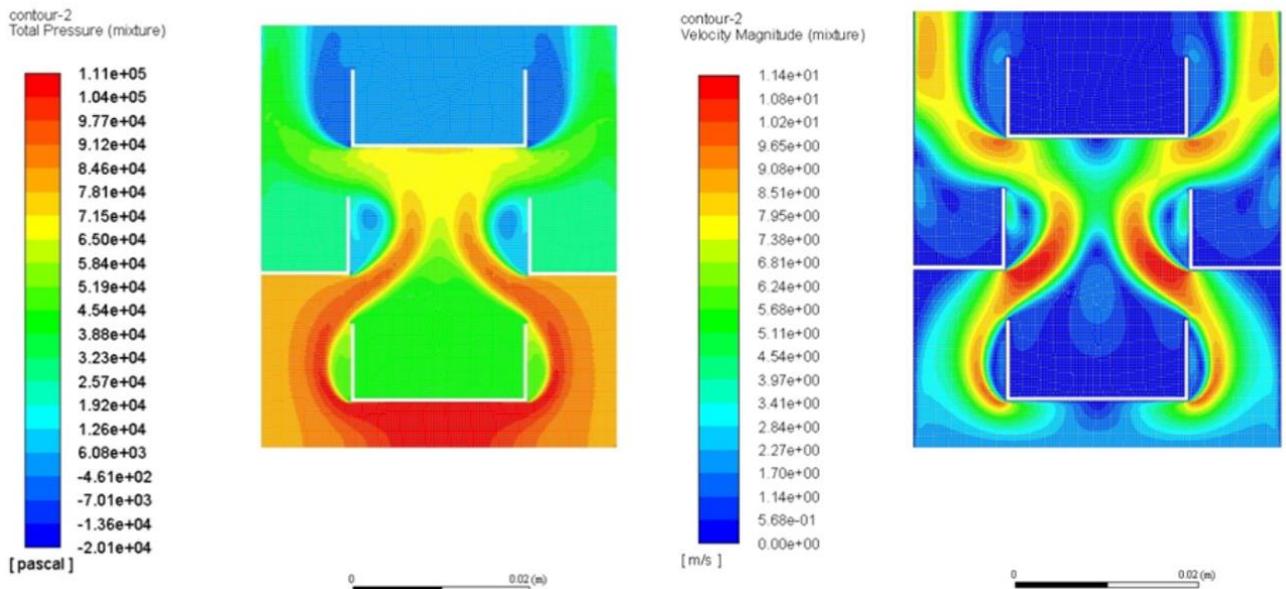


Рисунок 4.38 – Окрашенное поле контуров модуля общего давления и полной скорости при движении эмульсии 2 м/с

4.3. Сравнение модифицированных вставок по эффективности

Рассмотрим несколько вариантов применения вставок в сепараторе в зависимости от геометрической формы и произведем сравнение по показателю эффективности (рисунок 4.39).

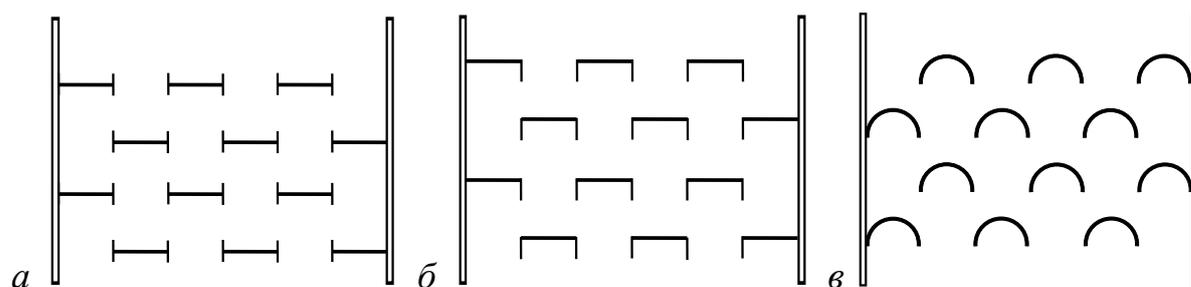


Рисунок 4.39 – Принципиальная схема расположения модифицированных вставок в сепараторе (вид сверху): *a* – I-; *б* – П-; *в* – С-профиль

Результаты проведенных исследований представлены в графическом виде на рисунках 4.40–4.42. По мере роста входной скорости газового потока W , размера a и плотности ρ_a мелкодисперсных частиц повышается эффективность процесса сепарации частиц пыли из газового потока для каждой исследованной формы сепарационных элементов. Более сложная форма сепарационных элементов не всегда приводит к повышению эффективности сепарации мелкодисперсных частиц из газа, однако по степени усложнения формы элементов увеличивается гидравлическое сопротивление устройства, вследствие большого количества местных сопротивлений в устройстве. В ходе проведенных исследований было установлено, что наиболее эффективными вставками являются двутавровые, далее дугообразные и наименее эффективными являются П-образные для сепарации твердой дисперсной фазы из газовых потоков [246]. Минимальные потери давления в устройстве достигаются при дугообразных вставках, максимальные потери давления – при двутавровых [247].

Эффективность сепарации мелкодисперсных частиц из газового потока размером 1–10 мкм и плотности $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$ в среднем равна 82, 80 и 77% для двутавровых, дугообразных и П-образных вставок соответственно при скорости газового потока $W = 5 \text{ м/с}$. Стоит отметить, что эффективность сепарации частиц пыли размером 1–5 мкм из газового потока составляет в среднем 65, 55, 50 % для двутавровых, дугообразных и П-образных вставок соответственно. При сепарации мелкодисперсных частиц размером более 5 мкм из газового потока эффективность составляет не менее 99 % для любой формы модифицированных вставок (рисунок 4.40).

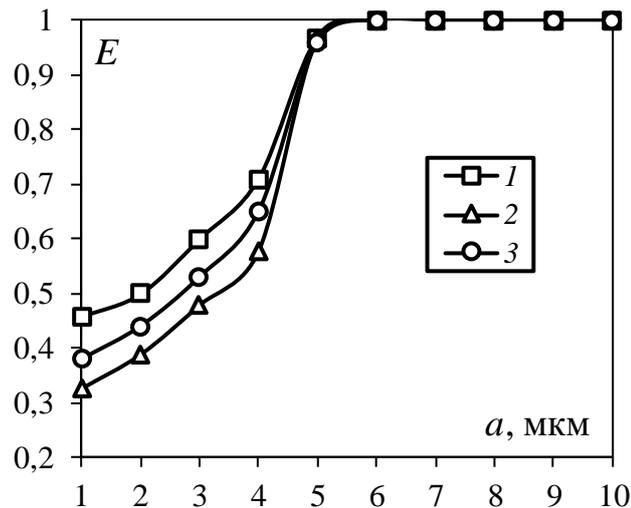


Рисунок 4.40 – Эффективность сепарации газового потока от размера мелкодисперсных частиц при использовании вставок: 1 – I-; 2 – II-; 3 – C-профиль. Входная скорость газового потока $W = 5$ м/с

Более высокая эффективность сепарации газа при использовании двутавровых вставок относительно дугообразных и II-образных элементов достигается за счет возникновения большого количества мелких вихрей во внутренней области двутавров, которые интенсифицируют процесс сепарации, выбивая мелкодисперсные частицы из структуры потока и отбрасывая их к поверхностям элементов, где частицы прилипают к стенкам за счет электростатических и межмолекулярных сил. Стоит отметить, что II-образные элементы имеют более глубокую внутреннюю область относительно двутавровых элементов, вследствие этого образуется меньшее количество вихрей и они крупнее, что кроме интенсификации процесса сепарации приводит к понижению эффективности, так как нарушается структурированность потока, вызванная центробежными силами. Дугообразные вставки имеют более простую форму относительно двутавровых и II-образных элементов для движения газового потока, и геометрия внутренней области дугообразных элементов не содержит тупиковых зон, где возникает хаотичное вихреобразование, которое приводит к нарушению структуры потока в целом, однако также нет существенного роста эффективности сепарации в связи с отсутствием дополнительного вихреобразования.

Эффективность сепарации мелкодисперсных частиц размером 1 – 10 мкм и плотности $\rho_a = 1000 \text{ кг/м}^3$ из газового потока в среднем равна 84, 80 и 78 % для двутавровых, дугообразных и П-образных элементов соответственно при скорости газового потока $W = 8 \text{ м/с}$. Эффективность сепарации мелкодисперсных частиц размером 1–5 мкм из газового потока увеличивается при росте скорости газового потока от 5 до 8 м/с на 3, 1 и 0,5 % для двутавровых, П-образных и дугообразных элементов соответственно (рисунок 4.41).

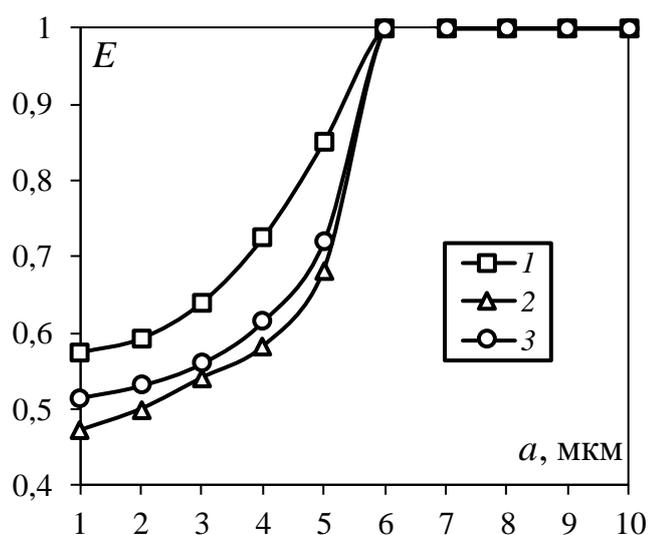


Рисунок 4.41 – Зависимость эффективности сепарации газового потока от размера мелкодисперсных частиц при использовании вставок: 1 – I-; 2 – П-; 3 – С-профиль. Входная скорость газового потока $W = 8 \text{ м/с}$

Особый интерес представляет изменение эффективности сепарации мелкодисперсных частиц из газового потока при их различной плотности, так как в газовом потоке практически нет однородных частиц – их плотность различна. Результаты показали, что эффективность сепарации газа увеличивается по мере роста плотности мелкодисперсных частиц ρ_a . В среднем эффективность сепарации составляет 82, 78 и 75 % для двутавровых, дугообразных и П-образных элементов соответственно при плотности частиц до 3000 кг/м^3 . При сепарации мелкодисперсных частиц плотностью более 3000 кг/м^3 от газа эффективность для любой формы сепарационных элементов составляет не менее 99 % (рисунок 4.42) [248].

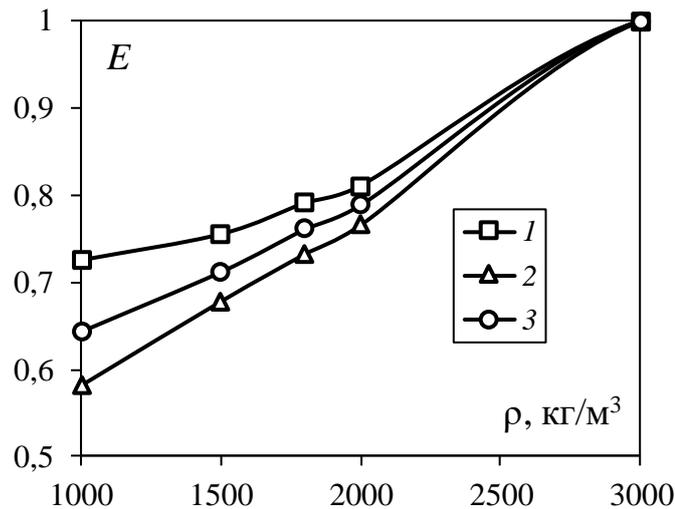


Рисунок 4.42 – Зависимость эффективности сепарации газового потока от плотности мелкодисперсных частиц при использовании вставок: 1 – I-; 2 – Π-; 3 – С-профиль. Входная скорость газового потока $W = 8$ м/с; размер мелкодисперсных частиц $a = 4$ мкм

Потери давления в устройстве при использовании двутавровых, дугообразных и Π-образных элементов при скорости газового потока 5 м/с составили 963, 928 и 1065 Па соответственно. Стоит отметить, что разница потери давления в устройстве при двутавровых и дугообразных элементах составляет не более 5 %.

Проведенные исследования показали, что различная форма сепарационных элементов по-разному влияет на структуру потока, в частности на вихреобразование во внутренней области элементов, которое способно как увеличить эффективность процесса сепарации мелкодисперсных частиц из газового потока, так и уменьшать. Наиболее предпочтительными из исследованных являются двутавровые элементы вследствие того, что внутренняя область разделена на две симметричные части, в которых возникают мелкие вихри, интенсифицирующие процесс сепарации мелкодисперсных частиц из газа. Относительно глубокие внутренние области, например, у Π-образных элементов приводят к снижению эффективности, так как в них возникают более крупные вихри, которые отрицательно влияют на структуру потока, вследствие чего эффективность сепарации уменьшается. Поэтому необходимо создавать такую

форму сепарационных элементов, которая будет способствовать возникновению мелких вихрей, направленных на увеличение эффективности сепарации газа. Однако, большое количество вихрей также увеличивает потери давления в устройстве, вследствие чего необходимо создавать оптимальную форму сепарационных элементов, способствующих высокой эффективности и низкому гидравлическому сопротивлению.

В ходе исследований было установлено, что наиболее эффективными являются двутавровые элементы, наименее энергозатратными являются дугообразные элементы. Разница между эффективностями и потерями давления в устройстве при использовании двутавровых и дугообразных элементов составляет не более 5 %. Поэтому возможно использование обеих сепарационных форм в зависимости от промышленных требований на предприятиях. Повышению эффективности сепарации газового потока способствуют более высокие входные скорости. Эффективность сепарации мелкодисперсных частиц из газа двутавровыми и дугообразными элементами при входной скорости 8 м/с составляет не ниже 80 %.

Для расчетов процессов улавливания мелкодисперсных частиц в сепараторах при различном конструктивном оформлении модифицированных вставок внутри аппаратов использовался метод конечных элементов в программном комплексе Ansys Fluent. В ходе исследования использовалась модель турбулентности – SST. Геометрические размеры корпусов сепараторов были идентичными: длина – 80 мм, ширина – 95 мм, высота – 80 мм, толщина стенок – 1 мм. В ходе расчетов задавались следующие постоянные параметры: атмосферное давление на выходе из аппарата 10^5 Па, начальная скорость частиц в газовом потоке 0 м/с, число частиц, находящихся в газе n принималось равным 1000, массовый расход продуктов сгорания $G = 10$ г/с (0,01 кг/с), скорость газового потока $W = 3$ м/с. Для получения результатов исследований изменялся диаметр частиц в газе a в диапазоне 1–10 мкм. Максимальное и минимальное число элементов в ряду сепаратора принималось равным 3 и 2 соответственно [249].

Средняя эффективность улавливания мелкодисперсных частиц размером в диапазоне 1–10 мкм при использовании двутавровых и дугообразных вставок равна 44,7% и 61,7% соответственно. Следует отметить, что дугообразные элементы позволяют улавливать мелкодисперсную пыль размером до 3 мкм в среднем с эффективностью 14,5%, что на 6,5% выше, чем при использовании двутавровых элементов. Однако при размере частиц в диапазоне 4–10 мкм эффективность двутавровых элементов в среднем выше на 32,5%, чем у дугообразных элементов. Можно отметить, что при диаметре частиц более 10 мкм эффективность двутавровых и дугообразных элементов близка к 100% (рисунок 4.43).

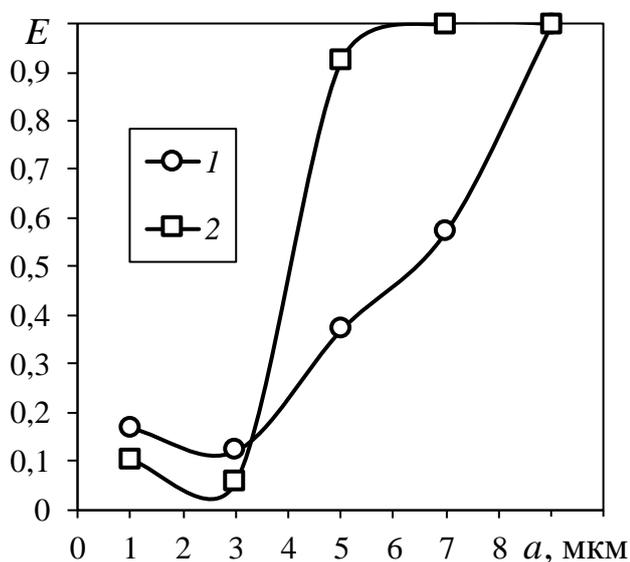


Рисунок 4.43 – Изменение эффективности улавливания мелкодисперсных частиц от их диаметра при различном конструктивном оформлении вставок в сепаратор:

1 – дугообразные; 2 – двутавровые

Более высокая эффективность улавливания мелкодисперсных частиц при использовании двутавровых элементов объясняется наличием выступов у элементов, которые образуют непроходимые перегородки и не позволяют твердым частицам проскальзывать по поверхности и возвращаться в газовый поток, как в случае с дугообразными элементами. Стоит отметить, что при контакте мелкодисперсных частиц с поверхностями элементов, как указывалось ранее, они прилипают к стенкам, однако по истечению времени, вследствие вибраций

элементов, вызванных взаимодействием газового потока с ними, наблюдается проскальзывание частиц по поверхностям элементов.

Было выявлено три режима работы сепараторов (рисунок 4.44), отличие между крайними режимами около 36%. Минимальным значением обладает сепаратор с С-профилями при скорости до 10 м/с.

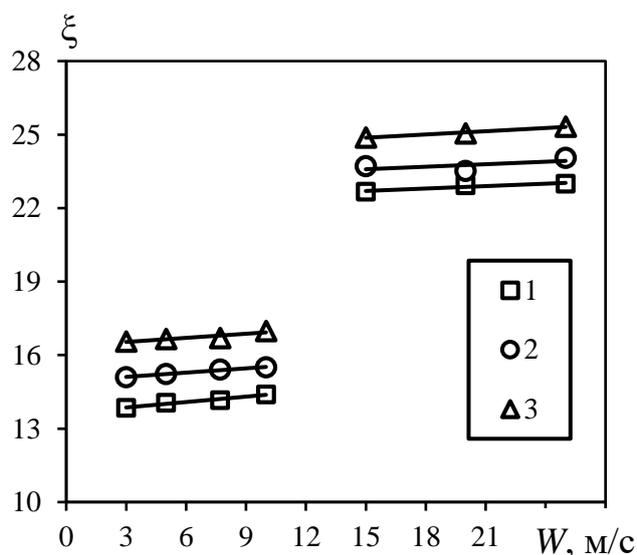


Рисунок 4.44 – Значение коэффициента гидравлического сопротивления при скорости газового потока на входе в сепаратор с вставками: 1 – С-профиля; 2 – I-профиля; 3 – П-профиля

Исследование показало, что потери давления при использовании дугообразных элементов меньше, чем при двутавровых элементах на 58,29 Па. Более скругленные поверхности элементов позволяют существенно сократить количество местных сопротивлений в сепараторе (рисунок 4.45).

Рассмотрим двутавровые элементы подробнее в части эффективности улавливания мелкодисперсных частиц по сравнению с циклоном. Разработка нового технического решения, а именно очистительного прямоугольного сепаратора, производилась с использованием программного модуля Ansys Fluent. Для данной задачи использовался метод конечных элементов. Начальная температура исследуемой среды принята 20°C, давление окружающей среды 10⁵ Па, объемный расход газового потока варьировался от 0,05-0,444 м³/с.

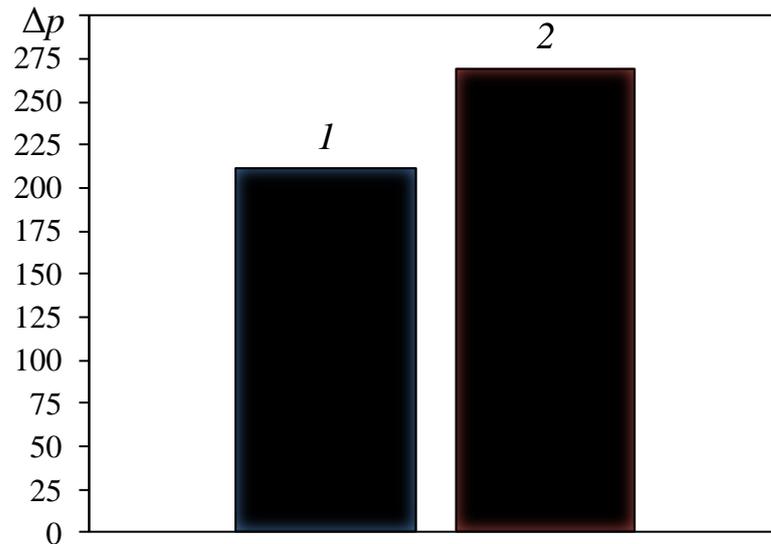


Рисунок 4.45 – Потери давления в прямоугольном сепараторе при различном оформлении вставок в сепаратор: 1 – дугообразные; 2 – двутавровые

В ходе исследований под рабочим телом принимался воздух, содержащий $n = 1000$ частиц плотностью $\rho = 1075 \text{ кг/м}^3$, диаметр частиц a варьировался от 1 до 10 мкм.

При исследовании процесса улавливания мелкодисперсных частиц до 10 мкм сепаратором с модифицированными вставками в виде двутавров были получены зависимости (рисунок 4.46, 4.47), которые показывают, что эффективность прямоугольного сепаратора в несколько раз выше, чем у циклона для очистки газа от частиц малого диаметра. Данные по циклону принимались из ранее проведенных исследований также в программном комплексе Ansys Fluent. Рассматривалась модель циклона ЦН – 11. Для сравнения сепаратора и циклона принимались одинаковые на входе в аппараты объемные расходы Q , $\text{м}^3/\text{с}$, ширина и высота входных патрубков в сепаратор и циклон, одинаковые параметры газа и твердотельных частиц в нем. Прямоугольный сепаратор с конструктивными параметрами $k = 0,25$, $L = 8,125$ мм, улавливает в среднем на 52 % мелкодисперсных частиц до 6 мкм больше, чем циклон ЦН – 11 при входном объемном расходе газового потока $Q = 0,444 \text{ м}^3/\text{с}$, при диаметре частиц более 9 мкм эффективность обоих аппаратов практически одинакова 99,7 – 100 % (рисунок 4.46).

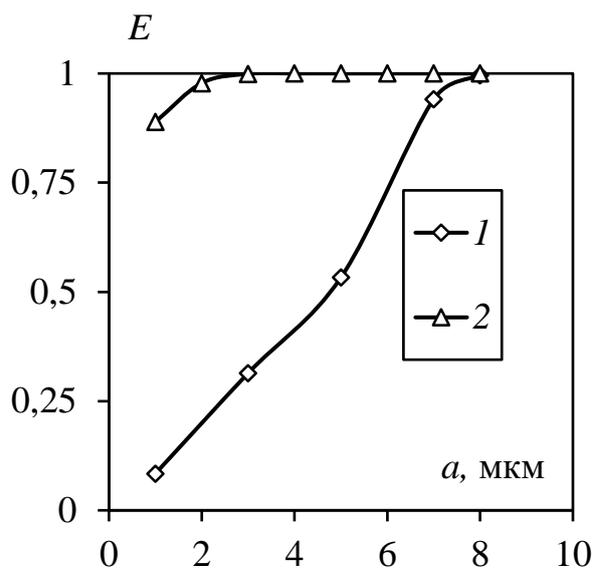


Рисунок 4.46 – Характер изменения

эффективности улавливания

мелкодисперсных частиц по росту их диаметра для различных аппаратов:

1 – циклон, 2 – сепаратор с вставками

I-профиля

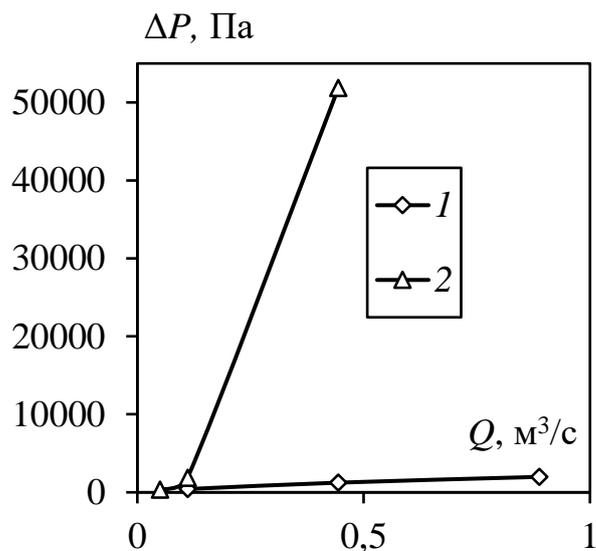


Рисунок 4.47 – Характер изменения

гидравлических потерь давления в

зависимости от объемного расхода газа

на входе в очистительные аппараты:

1 – циклон, 2 – сепаратор с вставками

I-профиля

Однако существенным недостатком сепаратора с вставками I-профиля является большие значения потерь давления (рисунок 4.47). При $Q = 0,444$ м³/с потери давления у сепаратора в 41,81 раз больше, чем у циклона, что категорически неприемлемо, но по мере уменьшения объемного расхода на входе в сепаратор значения потерь давления сравниваются со значениями у циклона и при малом расходе $Q = 0,05$ м³/с оказываются ниже, чем у циклона. При малых значениях объемного расхода Q гидравлическое сопротивление циклона также уменьшается, однако это приводит к существенному снижению эффективности улавливания частиц любого диаметра, поэтому на практике применяют батарейные циклоны, что в свою очередь приводит к увеличению габаритов, массы аппаратов и их экономической стоимости. Для снижения гидравлических потерь давления предлагается собирать несколько сепараторов в один корпус и использовать данную конструкцию на примере батарейных циклонов. Тогда для замены 1 циклона ЦН – 11 при $Q = 0,444$ м³/с потребуется 9 прямоугольных сепараторов,

которые необходимо использовать при $Q = 0,05 \text{ м}^3/\text{с}$. Данное оформление прямоугольных сепараторов позволит получить гидравлическое сопротивление на 52 Па ниже, чем у циклона ЦН – 11 и повысить эффективность улавливания мелкодисперсных частиц в 2 – 3 раза. Изменение эффективности прямоугольного сепаратора при различных значениях объемного расхода Q была рассмотрена в ранее проведенных исследованиях. Данные исследования показали, что уменьшение объемного расхода Q с 0,444 до 0,05 $\text{м}^3/\text{с}$ снижают эффективность сепаратора в среднем на 4 %.

При объемном расходе $Q = 0,444 \text{ м}^3/\text{с}$ эффективность сепаратора с двуглавовыми вставками в среднем на 52% выше эффективности циклона ЦН-11-400 при сепарации газа от частиц диаметром до 8 мкм. Для частиц диаметром более 9 мкм эффективность сепаратора и циклона практически одинакова 99,7–100%. Уменьшение объемного расхода Q от 0,888 до 0,222 $\text{м}^3/\text{с}$ влечет существенное снижение эффективности сепарации газового потока циклоном до 15%. Поддержание высоких значений объемного расхода на входе в циклон нерентабельно, вследствие высокого гидравлического сопротивления в аппарате. Поэтому для повышения эффективности циклона и уменьшения его гидравлического сопротивления используют батарейные циклоны – аппараты, состоящие из нескольких параллельно включенных циклонов. Однако использование батарейных циклонов влечет увеличение занимаемых производственных площадей, также повышается металлоемкость аппарата и его стоимость. Уменьшение входного объемного расхода Q с 0,444 до 0,05 $\text{м}^3/\text{с}$ в прямоугольном сепараторе уменьшает его эффективность сепарации всего на 4 %, при этом существенно снижается гидравлическое сопротивление аппарата, потери давления составляют 360 Па. При прочих аналогичных параметрах потери давления в циклоне составляют 540 Па (рисунок 4.48) [250].

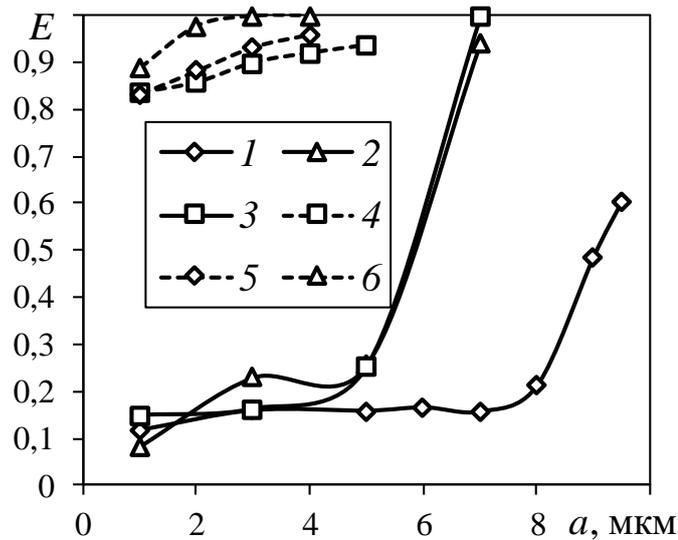


Рисунок 4.48 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц от их диаметра при Q , м³/с: 1 – 0,222, 2 – 0,444, 3 – 0,888, 4 – 0,05, 5 – 0,111, 6 – 0,444; штрих пунктирные линии – сепаратор с вставками I-профиля, сплошные линии – циклон

Эффективность прямоугольного сепаратора при $Q = 0,05$ м³/с в зависимости от безразмерного коэффициента k для различных диаметров частиц проиллюстрирована на рисунке 4.49.

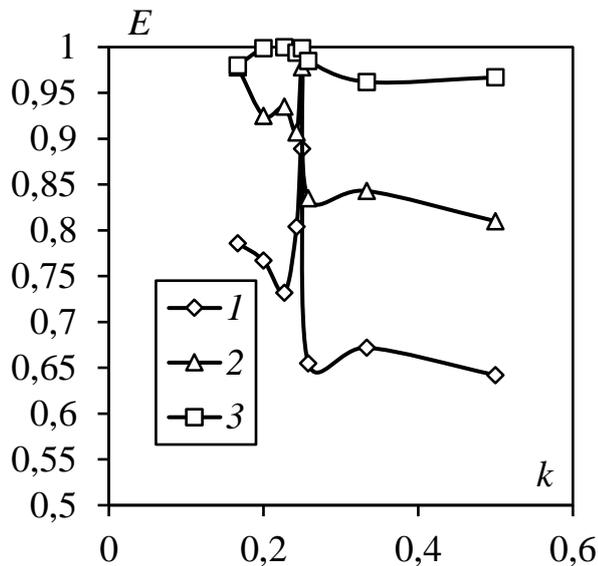


Рисунок 4.49 – Зависимость эффективности сепарации газового потока сепаратором с двутавровыми вставками при различных значениях безразмерного коэффициента k для различных диаметров частиц, мкм: 1 – 1, 2 – 2, 3 – 3

Как отмечалось ранее и как видно по графическим зависимостям различные числовые значения геометрических элементов прямоугольного сепаратора оказывают существенное влияние на гидравлические потери давления в аппарате ΔP (рисунок 4.24) и на его эффективность E (рисунок 4.49) [239].

Дальнейшие исследования были посвящены изучению влияния количества рядов двутавровых элементов на эффективность работы сепаратора. Исследования проводились в программном комплексе Ansys Fluent, в котором моделировалось взаимодействие дисперсных частиц, несущих потоком воздуха, с элементами пылеулавливающего аппарата. Исследуемый аппарат высотой 100 мм состоял из 2, 4 и 6 рядов сепараторов, причем в каждом ряду было выполнено по 5 модифицированных элементов – двутавров. В ходе исследований изменялись геометрические размеры устройства в масштабе, пропорциональном характерным его размерам, а именно ширине сепаратора (без учета уголковых элементов) равной 50 мм и зазору между соседними рядами элементов равному 19 мм. Кроме того, среднерасходная скорость воздуха изменялась от 3 до 7 м/с, а размеры твердых дисперсных частиц в пределах 1–20 мкм.

Для моделирования турбулентных течений использовалась модификация двухпараметрической модели турбулентности $k-\omega$ SST-модель, показывающая удовлетворительное согласование с экспериментальными данными, полученными в более ранних исследованиях. Граничные условия: полагалось, что все поверхности осадительных элементов обладают абсолютной упругостью, т.е. не учитывалась доля поглощенной инерции от ударяющихся частиц.

Эффективность осаждения твердых дисперсных частиц на двутавровых элементах можно оценить по выражению:

$$E = 1 - \frac{N}{N_0}, \quad (4.29)$$

где N_0 – общее число частиц; N – количество частиц, унесенных газовым потоком.

Результаты исследований [251] показали, что эффективность осаждения твердых дисперсных частиц возрастает с увеличением среднерасходной скорости газового потока и количества рядов сепараторов (рисунок 4.50). Так, например, при

количестве рядов равно 4 и среднерасходной скорости газа 5 м/с эффективность осаждения частиц диаметром 10 мкм достигает 100%. Исследования влияния ширины сепараторов на эффективность осаждения показывают, что при улавливании частиц небольших размеров (до 7–8 мкм) увеличение геометрических параметров модифицированных элементов приводит к снижению эффективности, при этом наиболее рационально использовать элементы с шириной равной 10 мм (рисунок 4.51). При улавливании дисперсных частиц диаметром 10 мкм наиболее оптимальным является ширина сепаратора равная 25 мм.

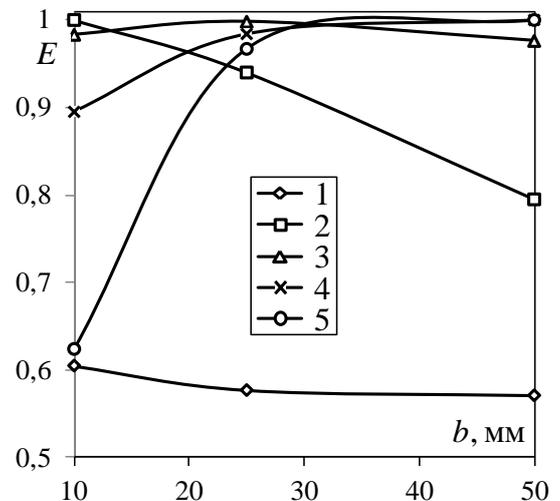
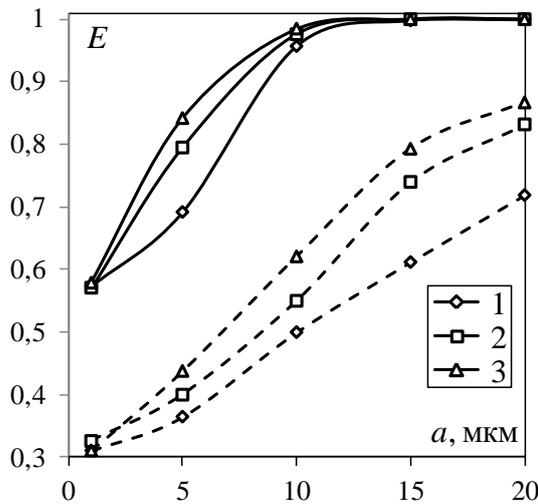


Рисунок 4.50 – Зависимость эффективности осаждения от диаметра частиц при различных среднерасходных скоростях газа W_{cp} , м/с: 1 – 3,0; 2 – 5,0; 3 – 7,0; сплошная линия – 4 ряда сепараторов, штриховая линия – 2 ряда

Рисунок 4.51 – Зависимость эффективности осаждения от ширины двутавров при различных диаметрах дисперсных частиц a , мкм: 1 – 1; 2 – 5; 3 – 10; 4 – 15; 5 – 20; $W_{cp} = 5$ м/с; количество рядов сепараторов $n = 4$

Исследования влияния геометрического коэффициента предлагаемого аппарата на эффективность осаждения показывают, что для улавливания относительно крупных частиц следует увеличивать размеры модифицированных элементов вплоть до 50 мм, соответствующие $M_b = 1$ (рисунок 4.52). Зависимость улавливания дисперсных частиц с эффективностью 100 % от ширины осадительных элементов при различных среднерасходных скоростях газа

демонстрирует, что элементы с шириной 10 мм обеспечивают полное улавливание дисперсных частиц диаметром 5 мкм при количестве рядов сепараторов равное 4 и среднерасходной скорости газа 5 м/с (рисунок 4.53).

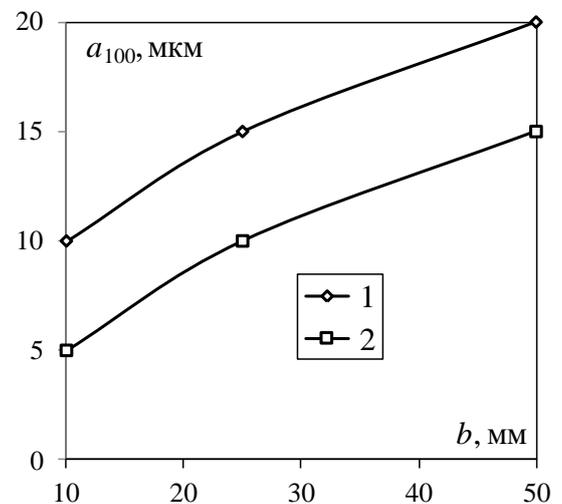
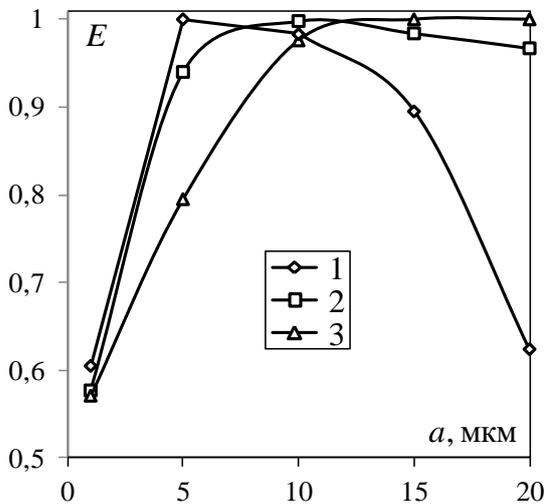


Рисунок 4.52 – Зависимость эффективности осаждения от диаметра частиц при различных геометрических коэффициентах сепаратора M_b : 1 – 0,2; 2 – 0,5; 3 – 1; $W_{cp} = 5$ м/с; количество рядов сепараторов $n = 4$

Рисунок 4.53 – Зависимость улавливания дисперсных частиц с эффективностью 100 % от ширины модифицированных элементов при различных среднерасходных скоростях газа W_{cp} , м/с: 1 – 3; 2 – 5; количество рядов сепараторов $n = 4$

Таким образом, проведенные численные исследования показывают, что для повышения эффективности осаждения в предлагаемых аппаратах следует правильно выбирать ширину двутавров в зависимости от дисперсного состава улавливаемых частиц. Так, например, при осаждении крупных частиц диаметром более 15 мкм рекомендуется выбирать сепараторы с шириной не менее 25 мм. Однако, на практике вследствие полидисперсного состава распыляемых частиц следует проектировать аппараты, состоящие из последовательных рядов с различной шириной модифицированных элементов, предопределяя тем самым грубую и тонкую очистку газовых выбросов [252].

Для численных исследований была создана трехмерная модель устройства шириной 60 мм, длиной 70 мм и высотой 20 мм. Ширина элементов $b = 10$ мм,

высота элементов 4 мм, ширина щелей 3 мм. В качестве граничных условий задавалась скорость на входе в устройство W_{in} и давление на выходе из него, среда – воздух при температуре 20°C. Диаметр капель варьировался $d = 1–10$ мкм, начальная скорость капель 0 м/с. Капли располагались на входе в устройство. Так как диаметр капель достаточно маленький, для упрощения расчетов и уменьшения их времени, силой тяжести было решено пренебречь. При контакте капли с любой поверхностью устройства она считалась осевшей.

В результате исследований выявлено, что увеличение скорости потока приводит к росту эффективности очистки. Это происходит из-за роста центробежной силы. Слабое влияние скорости газа на частицы размером 1 мкм по-видимому объясняется их малой инерционностью (рисунок 4.54).

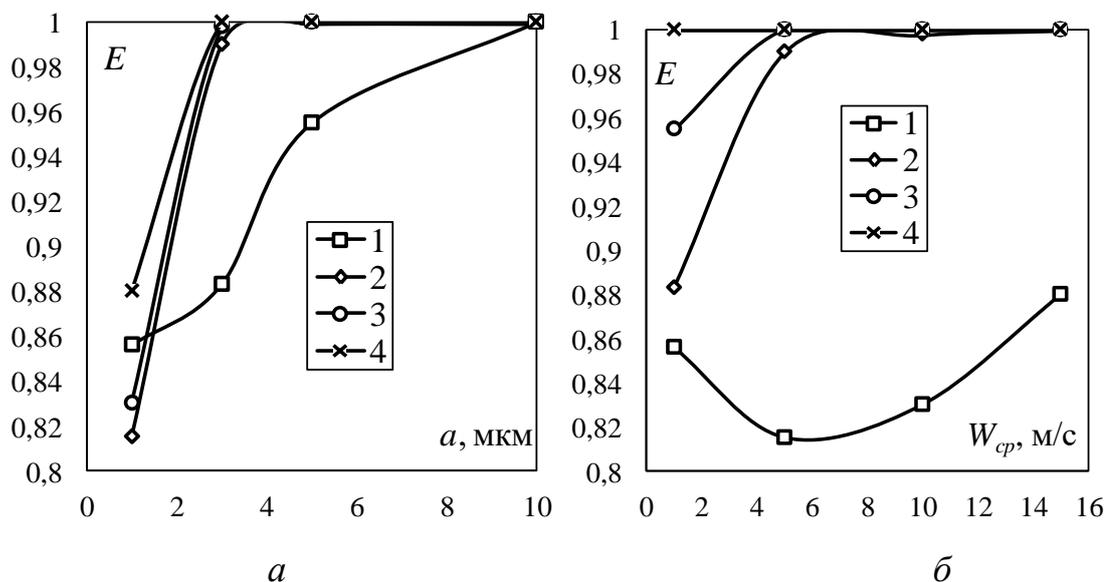


Рисунок 4.54 – Зависимость эффективности E от диаметра частиц a (a) W_{cp} , м/с: 1 – 1, 2 – 5, 3 – 10, 4 – 15) и среднерасходной скорости потока газа W_{cp} (b) a , мкм: 1 – 1, 2 – 3, 3 – 5, 4 – 10), $b = 10$ мм

Ширина элементов влияет на эффективность устройства незначительно. С увеличением ширины эффективность несколько снижается. Например, при осаждении частиц диаметром 3 мкм на элементах шириной 10 мм эффективность меняется в диапазоне 0,88 до 1, на элементах шириной 20 мм от 0,97 до 0,99, а на элементах шириной 40 мм от 0,85 до 0,96 (рисунок 4.55).

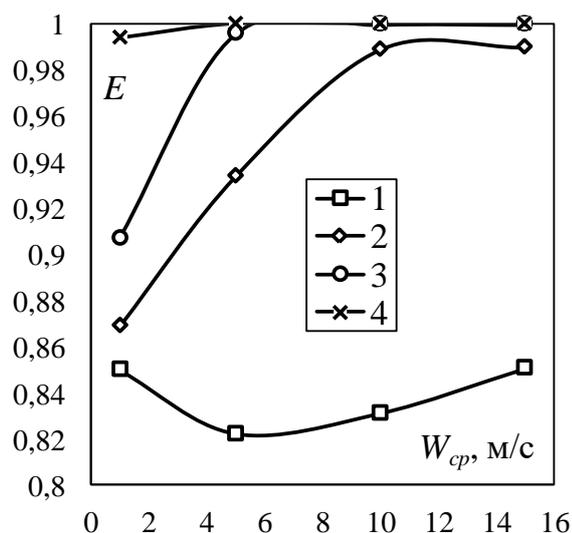


Рисунок 4.55 – Зависимость эффективности E от среднерасходной скорости потока газа W_{cp} , $b = 20$ мм, a , мкм: 1 – 1, 2 – 3, 3 – 5, 4 – 10

Предыдущие исследования показали ожидаемо высокую эффективность работы предлагаемых устройств. Поэтому были проведены дополнительные исследования на одной ступени с шириной элемента 10 мм. Было выявлено, что частицы диаметром 1 мкм оседают с эффективностью примерно 42%. Скорость влияет достаточно незначительно. Частицы диаметром 9 мкм начинают оседать на поверхности элементов с эффективностью близкой к 100% при скорости 2–3 м/с (рисунок 4.56) [253].

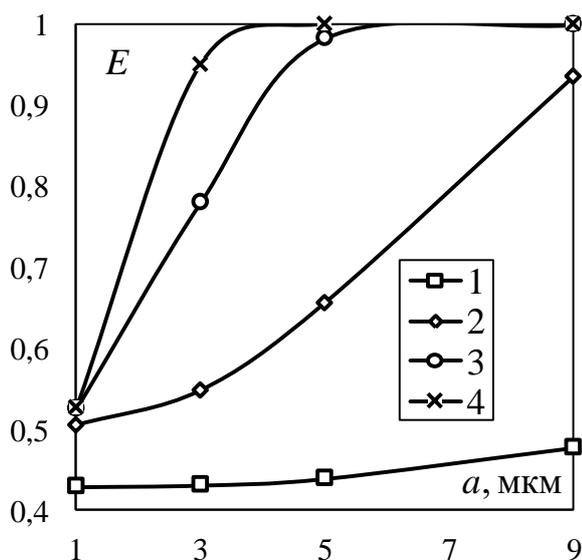


Рисунок 4.56 – Зависимость эффективности E одного ряда устройства от диаметра частиц a . Осаждаемые частицы – полиуретан, $b = 10$ мм, W_{cp} , м/с: 1 – 0.1, 2 – 1, 3 – 5, 4 – 10

Проведенные исследования [254] показали, что разница между эффективностью очистки газа от пыли сепаратором с вставками С-профиля составляет не более 4% при изменении входной скорости газового потока с 10 до 15 м/с при разных площадях сечения входного патрубка сепаратора в диапазоне 0,01–0,16 м².

Вставки П-профиля (полки). Проведем исследование удаления влаги из изоляционного масла трансформатора с помощью сепаратора с П-образными элементами. Существенным преимуществом разработанного сепаратора является скорость обработки отработанного масла, которая составляет 1–2 м/с. Для примера, аналогичная скорость в отстойниках в 15–200 раз меньше [255].

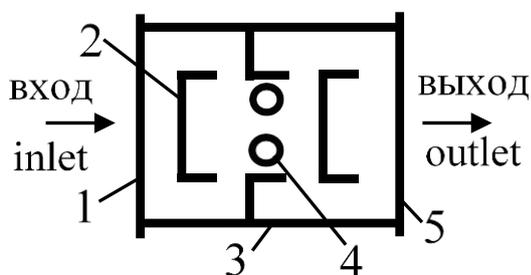


Рисунок 4.57 – Упрощенная модель сепарационного прямоугольного сепаратора:

- 1 – входной патрубок; 2 – П-образные элементы; 3 – корпус прямоугольного сепаратора; 4 – отверстия для вывода очищенного трансформаторного масла; 5 – выходной патрубок (вид сверху)

Прямоугольный сепаратор имеет простую и компактную конструкцию, состоящую из нескольких рядов П-образных элементов, собранных в прямоугольный корпус. С двух параллельных сторон устройства имеются входной и выходной патрубки, предназначенные для ввода отработанного загрязненного масла и вывода загрязнителей из сепаратора, соответственно. В дне сепаратора по среднему ряду П-образных элементов проделаны два отверстия, служащие для выведения очищенного трансформаторного масла из аппарата (рисунок 4.57). Для повышения прочности конструкции П-образные элементы удерживаются между собой одной поперечной пластиной, расположенной равноудаленно от нижней и верхней стенок сепаратора, которая крепится к корпусу аппарата.

Принцип действия данного сепаратора базируется на использовании центробежной силы. При движении загрязненного трансформаторного масла внутри сепаратора между П-образными элементами 2 возникает центробежная сила, разделяющая поток на разные фракции в зависимости от их плотности. Также добавочному разделению эмульсии способствует непосредственный контакт между маслом и стенками элементов сепаратора 2. После данных процессов разделения загрязненного масла на разные фракции очищенное трансформаторное масло движется в проделанные отверстия 4, а различные примеси и вода выводятся через выходной патрубок 5 (рисунок 4.57). Повышению эффективности очистки загрязненного масла способствует увеличение количества рядов П-образных элементов внутри сепаратора.

Для расчета процесса удаления влаги из изоляционного трансформаторного масла использовалась многофазная эйлерово-эйлерова модель Volume of Fluid с количеством фаз равным двум в программном комплексе Ansys Fluent. В ходе численного моделирования принималось, что объектом исследования является трансформаторное масло Т-1500У, содержащее некоторое количество воды. Стоит отметить, что данный вид трансформаторного масла широко используется в России, применяется в качестве основного электроизоляционного материала для заливки фазосдвигающих, печных, заземляющих трансформаторов. Объемные доли воды и трансформаторного масла Т-1500У в многофазном потоке принимались по 0,5. Также задавались некоторые другие постоянные параметры: температура окружающей среды $t_0 = 20^\circ\text{C}$; плотность воды $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 998,2 \text{ кг/м}^3$; коэффициент вязкости воды $\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 0,001003 \text{ Па}\cdot\text{с}$; плотность трансформаторного масла $\rho = 883 \text{ кг/м}^3$; коэффициент вязкости трансформаторного масла $\mu = 0,0198 \text{ Па}\cdot\text{с}$. В ходе исследования изменялись высота сепаратора H от 10 до 70 мм и расстояние между рядами П-образных элементов h в диапазоне 10–70 мм. При изменении одного параметра другой задавался базовому значению. Базовые значения: высота сепаратора $H = 30 \text{ мм}$ и расстояние между рядами П-образных элементов $h = 30 \text{ мм}$. В ходе расчета использована k - ϵ модель турбулентности.

Результаты были получены при решении нестационарной задачи с шагом по времени равным 0,01. Количество шагов по пространству на временном шаге – 20.

При проведении численного моделирования задавались следующие граничные условия: на входном патрубке прямоугольного сепаратора задавалось значения входной скорости «velocity inlet» в диапазоне 1–2 м/с; на выходном патрубке и в отверстиях для вывода очищенного трансформаторного масла задавалось атмосферное давление равное 10^5 Па; на остальных границах задавалось условие стенки «wall». Диаметры выходных отверстий принимались равными 2,25 мм. В ходе исследования изменялись две величины: расстояние между рядами П-образных элементов и высота прямоугольного сепаратора. При изменении высоты прямоугольного сепаратора также пропорционально изменялась высота П-образных элементов.

Эффективность очистки трансформаторного масла от воды определялась по следующей формуле:

$$E = (1 - C_{oil-outlet}) 100 \% , \quad (4.30)$$

где $C_{oil-outlet}$ – объемная доля трансформаторного масла на выходном патрубке.

Также в ходе исследования определялось число Рейнольдса:

$$Re = \frac{W_h h}{\nu} , \quad (4.31)$$

где W_h – скорость многофазного потока в сужениях между П-образными элементами, м/с; h – расстояние между рядами П-образных элементов, м; ν – коэффициент кинематической вязкости трансформаторного масла, m^2/s .

Результаты исследований были представлены графически на рисунках 4.58–4.61. Проведенные численные исследования показали, что использование прямоугольного сепаратора для удаления влаги из трансформаторного масла позволяет его очистить от воды на 99,99% при правильном подборе геометрических размеров аппарата.

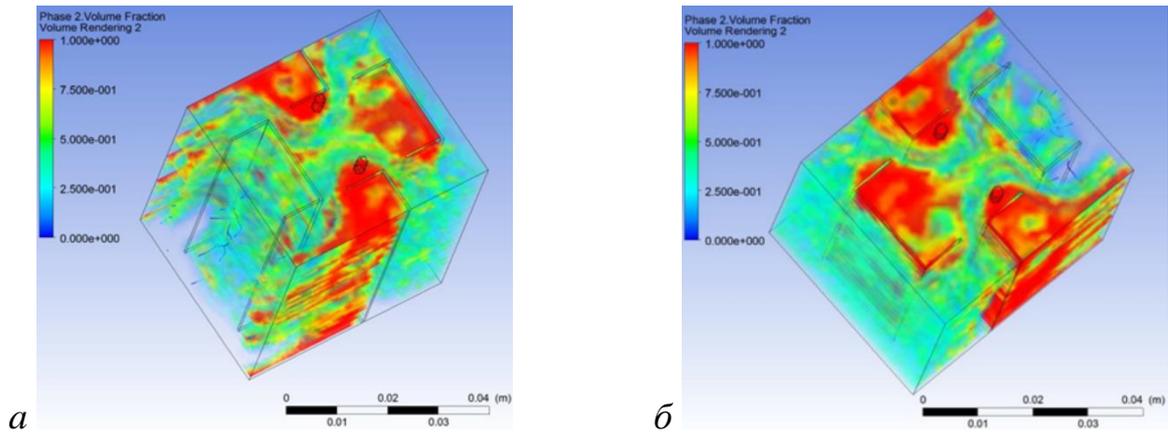


Рисунок 4.58 – Распределение концентрации нефти в вихревом сепараторе с высотой 50 мм при скорости движения эмульсии 1,8 м/с (а) и 2 м/с (б)

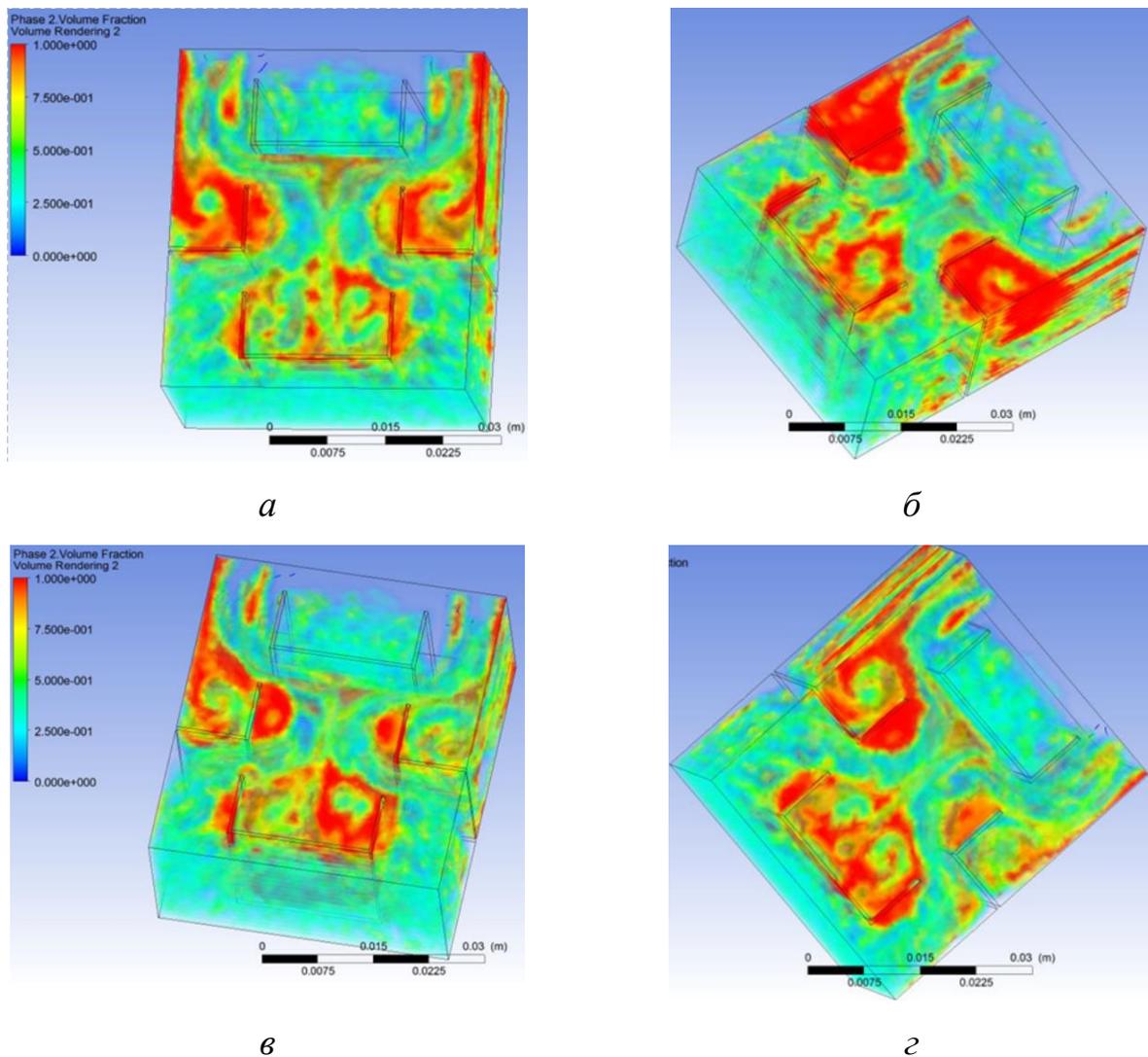


Рисунок 4.59 – Распределение концентрации нефти в вихревом сепараторе с высотой 20 мм при действительной скорости движения эмульсии 1 м/с (а), 1,5 м/с (б), 1,8 м/с (в) и 2,0 м/с (г)

Процесс разделения водомасляной эмульсии представлен на рисунке 4.58. В связи с действием центробежной силы на многофазный поток при его движении между П-образными элементами сепаратора и непосредственном контакте водомасляной эмульсии с элементами устройства происходило разделение жидкости на две фракции: воду и масло. В связи с тем, что плотность масла меньше, чем плотность воды, после процесса разделения эмульсии оно устремлялось ко дну аппарата, где выводилось из сепаратора через специальные проделанные отверстия (рисунок 4.57).

Следует отметить, что в процессе исследования удаления влаги из трансформаторного масла посредством прямоугольного сепаратора также рассматривалось движение водомасляной эмульсии в обратную сторону, иными словами, загрязненное масло подавалось в прямоугольный сепаратор таким образом, чтобы масло двигалось во внутрь П-образных элементов. Предполагалось, что такое движение потока будет способствовать увеличению эффективности разделения водомасляной эмульсии на фракции, вследствие образования дополнительных обратных течений внутри П-образных элементов, однако численные расчеты показали, что эффективность разделения эмульсии таким образом на 10–20% ниже, чем при движении потока, представленного на рисунке 4.57. Также при таком движении увеличивается гидравлическое сопротивление устройства в связи с действием обратных течений внутри П-образных элементов.

Наибольшая эффективность очистки изоляционного трансформаторного масла от воды наблюдается при исследуемой высоте устройства 50 мм. При данной высоте эффективность прямоугольного сепаратора $E = 99,99\%$. При высотах устройства 70, 40, 30, 20, 15 и 10 мм их эффективность равнялась в среднем 97,4%, 92,4%, 96,2%, 83,3%, 88,4% и 63,9% соответственно. Очистка трансформаторного масла с такой эффективностью является не удовлетворительной вследствие того, что даже увеличение влаги менее чем на 1% от существующего количества существенно сказывается на его изоляционных характеристиках. Существует вариант нескольких прогонок загрязненного трансформаторного масла через сепаратор высотой менее 50 мм, однако это продлит время очистки масла. Поэтому

наиболее рациональным вариантом является увеличение высоты конструкции устройства до 50 мм. При увеличении высоты сепаратора более 50 мм эффективность устройства также уменьшается вследствие отклонения оси вихря от прямой линии (рисунок 4.60).

Следует отметить, что на изменение числа Рейнольдса, которое вычисляется по формуле (4.31), влияет только скорость потока в сужениях между П-образными элементами, остальные параметры остаются постоянными. Таким образом, можно отметить, что эффективность разделения водомасляной эмульсии является высокой, в среднем равнясь 99,9% при числах Рейнольдса в диапазоне 306–611, которые соответствуют входным скоростям потока 1–2 м/с, для сепаратора высотой 50 мм (рисунок 4.60).

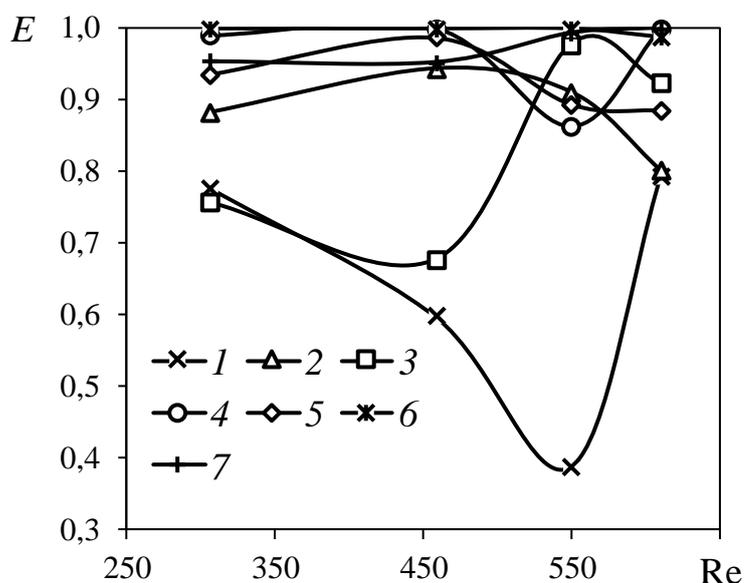


Рисунок 4.60 – Зависимость эффективности разделения водомасляной эмульсии внутри сепаратора от числа Рейнольдса при высоте устройства H , мм: 1 – 10; 2 – 15; 3 – 20; 4 – 30; 5 – 40; 6 – 50; 7 – 70

Существенным образом на эффективность разделения водомасляной эмульсии влияет расстояние между рядами П-образных элементов. Как правило, при увеличении данного расстояния до 30 мм увеличивается эффективность разделения эмульсии. Особенно отчетливо это наблюдается на 4 линии (рисунок 4.61), соответствующей входной скорости потока 2 м/с. Максимальная эффективность сепарации жидкости, равная 99,99%, достигается при расстоянии

между рядами П-образных элементов $h = 30$ мм, причём практически для любой входной скорости в диапазоне 1–2 м/с. Однако при входной скорости потока 1,8 м/с эффективность сепарации 86,2%, но можно предположить, что это значение является флуктуационным вследствие того, что при входных скоростях 1,7 и 1,9 м/с эффективность сепарации равна 99,99% в обоих случаях (рисунок 4.61).

В ходе исследований установлено, что использование прямоугольного сепаратора при входных скоростях водомасляной эмульсии в диапазоне 1–2 м/с позволяет ее очистить от воды на 99,99% при высоте устройства и расстоянии между рядами П-образных элементов равных 50 и 30 мм соответственно.

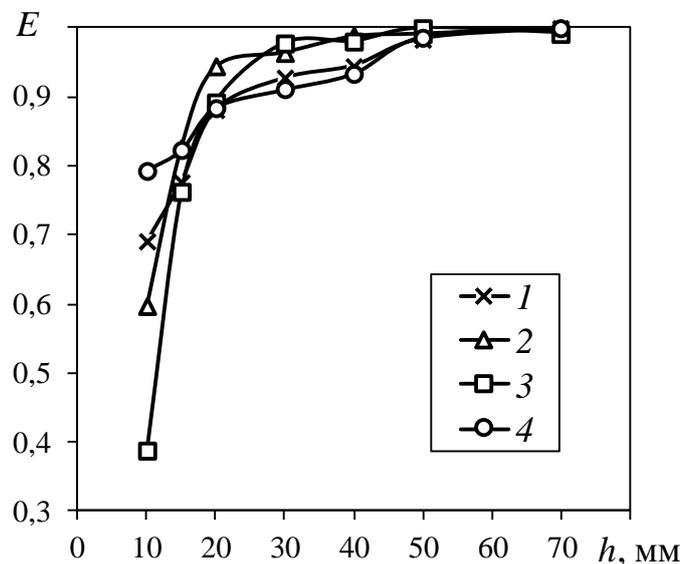


Рисунок 4.61 – Зависимость эффективности разделения водомасляной эмульсии внутри сепаратора от расстояния между рядами элементов h при входной скорости потока w , м/с: 1 – 1; 2 – 1,5; 3 – 1,8; 4 – 2

Применение разработанного прямоугольного сепаратора может стать альтернативой использованию отстойников, различных сепараторов и других очистительных устройств, в которых скорость очистки загрязнённых отработанных масел крайне мала. Представленный сепаратор позволяет производить процессы очистки трансформаторного масла от воды со скоростью 1–2 м/с при эффективности 99,99% [256]. Существенными достоинствами прямоугольного сепаратора являются: компактность, малые габариты, высокая производительность, простота использования и изготовления. Максимальная

эффективность сепаратора достигается при входной скорости водомасляной эмульсии равной 1,8 м/с при диаметре выходных отверстий 2,25 мм, выполненных в днище устройства. Доказано [257], что при необходимости уменьшения размера выходных отверстий на дне аппарата для поддержания высокоэффективного процесса разделения эмульсий требуется уменьшение входной скорости многофазного потока.

4.4. Экспериментальные исследования сепарации частиц

Вставки П-профиля (полки). Лабораторная установка включает следующие основные компоненты: мешалка-диспергатор 1, которая вводится в емкость 2 для смешения воды и нефтяных компонентов, насос 3 для транспортировки водонефтяной эмульсии из емкости 2 в аппарат 4, в который был вставлен исследуемый блок П-образных сепарационных элементов 5 (рисунок 4.62).

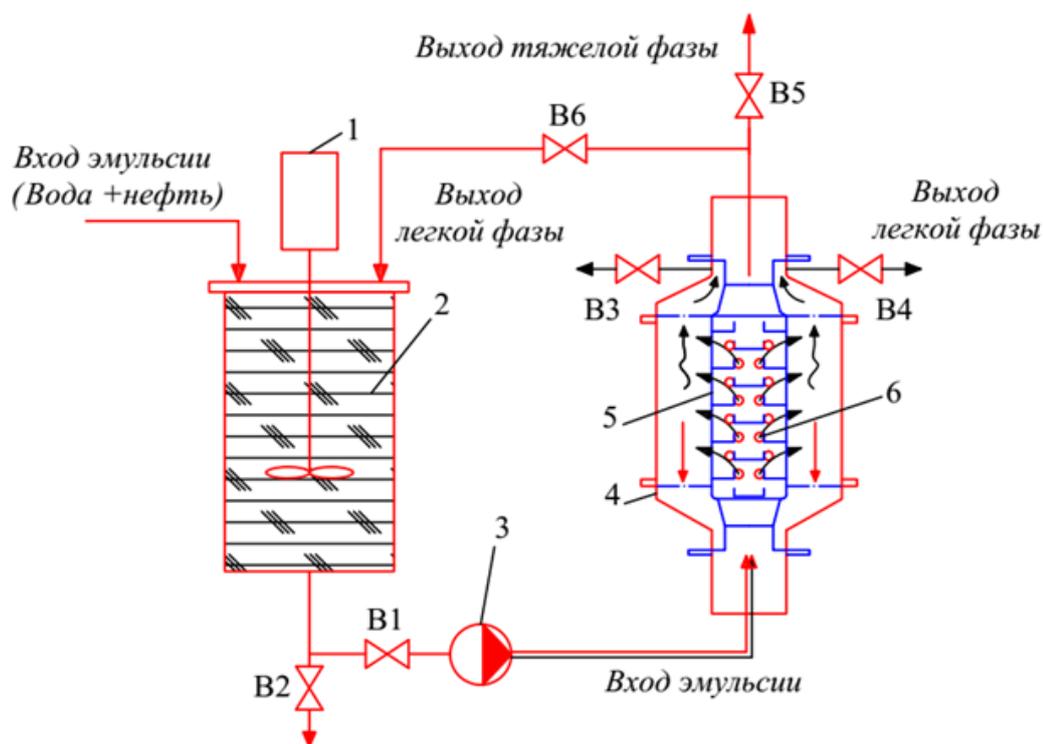


Рисунок 4.62 – Лабораторная установка для исследования сепаратора с П-образными вставками: 1 – мешалка-диспергатор; 2 – емкость приготовления эмульсии; 3 – насос; 4 – корпус аппарата; 5 – блок с П-образными вставками; 6 – отверстия для отвода очищенной воды

Проведение эксперимента на лабораторной установке заключалось в следующем: вода и нефтяные компоненты вводились в емкость приготовления эмульсии 2, затем включалась мешалка-диспергатор 1, в ходе ее работы в емкости 2 создавалась водонефтяная эмульсия, затем посредством включения насоса 3, эмульсия транспортировалась по линии в аппарат 4. При попадании водонефтяной эмульсии в исследуемый блок с П-образными сепарационными элементами 5 происходил процесс разделения водонефтяной эмульсии на отличные друг от друга фракции по плотности, описанный выше. Следует отметить, что та часть водонефтяной эмульсии, которая выходила через среднюю секцию выходного патрубка из исследуемого блока 4 возвращалась в емкость приготовления эмульсии 2. Расход подаваемой водонефтяной эмульсии регулировался с помощью запорной арматуры в виде шарового крана (рисунок 4.62).

В ходе проведения исследований определялись плотности исходной эмульсии, легкой и тяжелой фаз при помощи ареометра AM MDS – 300, предназначенного для измерения плотности нефтепродуктов в диапазоне значений от 800 до 1010 кг/м³. Соотношение массовых расходов тяжелой и легкой фаз составляло в среднем 1:10. Скорость движения водонефтяной эмульсии в узких сечения блока с П-образными сепарационными элементами составляла от 1,39 до 2,15 м/с. Начальная температура водонефтяной эмульсии составляла 30 °С. Основные физико-химические свойства сырой нефти, используемой при проведении экспериментов представлены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Основные физико-химические свойства сырой нефти

Параметр	Сырая нефть	Метод испытания
<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>
Пропорции API	38,6	ASTM D 1298-96
Точка замерзания, °С	33	ASTM D 97, ASTM D 6749-02
Кинематическая вязкости при 40°С, cSt	10	ASTM D 445

1	2	3
Содержание парафина, % масс.	27	ГОСТ 11858-85
Содержание асфальтена, % масс.	0,77	ГОСТ 1185-85 (ASTM D 6560)
Молекулярный вес, г/моль	392	ASTM D 2502
Кислотный индекс, мг КОН/г	0,04	ASTM D 664-89 (ASTM D 664)
Содержание воды, % масс.	12	ASTM D 95, (ASTM D 1744)

Применяемая в исследованиях сырая нефть имела высокую температура замерзания, около 28–35 °С, содержание твердых парафинов в сырой нефти составляло 27 %, температура плавления твердого парафина находилась в диапазоне от 50 до 65 °С. Содержание смолы, асфальтена в сырой нефти составляло от 10 до 15 % [258]. В ходе исследований рассматривалось влияние температуры, которая изменялась от 30 до 75 °С и изменялась концентрация сырой нефти в исходной смеси в емкости 2 на эффективность ее разделения, которая определялась по следующей формуле:

$$E = \frac{\bar{x}_D - \bar{x}_F}{1 - \bar{x}_F}, \quad (4.32)$$

где \bar{x}_D – массовая доля нефти в легкой фазе, кг/кг; \bar{x}_F – массовая доля нефти в исходной смеси, кг/кг.

Результаты исследований, представленные на рисунках 4.63, 4.64 показали, что сепаратор с П-образными вставками способен производить разделение водонефтяной эмульсии с эффективностью от 96,4 до 98,8 % при ее следующих параметрах: начальной температуре от 30 до 75 °С и исходной плотности от 848 до 996 кг/м³. При этом можно отметить высокую скорость движения водонефтяной эмульсии внутри блока с сепарационными элементами в среднем которая была равна 1,7 м/с в местах сужения между П-образными вставками. Высокие значения скорости водонефтяной эмульсии позволяли получить центробежные силы

высоких значений, которые способствовали организации устойчивых завихрений в местах круглых отверстий $З$ (рисунок 4.62), что приводило к интенсивному разделению водонефтяной эмульсии на легкую и тяжелую фракции. Повышение температуры исходной смеси способствовало интенсификации разделения водонефтяной эмульсии. Это вызвано тем, что при росте температуры уменьшалась вязкость исходной смеси, что приводило к увеличению разности плотностей воды и сырой нефти. Следует отметить, что при увеличении температура водонефтяной эмульсии также уменьшается прочность бронирующих оболочек на нефтяных глобулах, что способствует их коалесценции. Однако, если применять данный способ совместно с химическим, в частности, с применением различных деэмульгаторов, то необходимо провести дополнительные исследования, так как некоторые деэмульгаторы эффективны при низких температурах, другие при высоких.

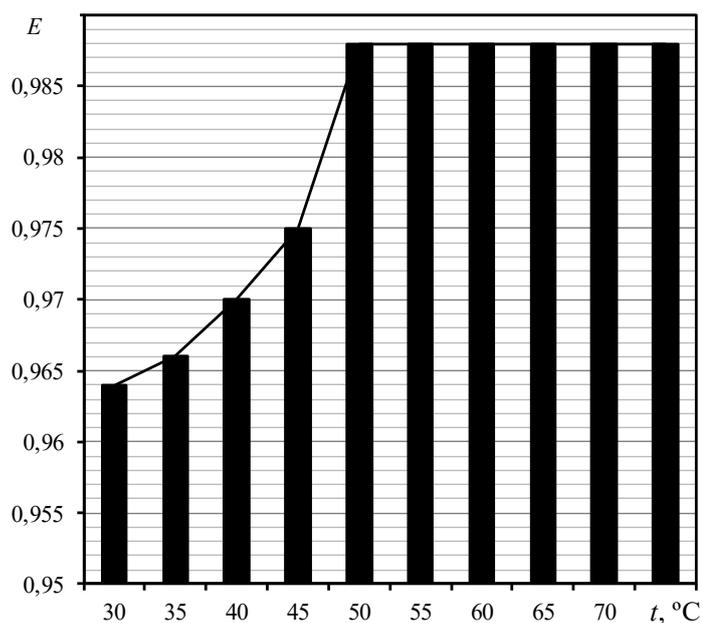


Рисунок 4.63 – Зависимость эффективности разделения водонефтяной эмульсии от ее исходной температуры, $H = 30$ мм, $h = 30$ мм

Разница в плотности между водой и маслом является движущей силой для разделения в центробежном поле. Чем больше разница в плотности, тем эффективнее будет разделение. Если плотности фаз близки, эффективность разделения снижается, так как центробежная сила будет менее эффективной в

разделении фаз. При этом также стоит учитывать взаимосвязь плотности и температуры. Проведены исследования в диапазоне температур от 303 до 343К (рисунок 4.63).

Минимальная эффективность разделения водонефтяной эмульсии составляла 96,4 % при температуре исходной смеси 30 °С. При росте температуре от 30 до 50 °С эффективность увеличилась на 2,4 %. При температуре более 50 °С фиксировалось постоянное значение разделения водонефтяной эмульсии равное 98,8 %. Как видно, повышение эффективности разделения водонефтяной эмульсии при росте температуре от 30 до 75 °С составляет не более $\pm 2,5$ %, поэтому данный метод можно отнести к рекомендательным. Следует отметить, что при уменьшении температуры ниже 30 °С может наблюдаться более существенное снижение значений эффективности разделения водонефтяной эмульсии. Повышение температуры обычно снижает вязкость как воды, так и трансформаторного масла, что облегчает разделение фаз. Более низкая вязкость способствует более быстрой коалесценции капель масла, что улучшает эффективность разделения. Однако слишком высокая температура может привести к стабилизации эмульсии из-за изменения межфазного натяжения, что может затруднить разделение, это видно по неизменному плато на графике (рисунок 4.63).

Увеличение концентрации сырой нефти в смеси, приводящее к росту плотности водонефтяной эмульсии от 848 до 996 кг/м³, является причиной снижения эффективности ее разделения от 98,8 до 93,4 %. При этом эффективность разделения эмульсии составляет 98,8 % при диапазоне плотности водонефтяной эмульсии от 848 до 892 кг/м³. Наиболее выраженное уменьшение эффективности разделения эмульсии от 98,8 до 93,7 % происходит при изменении ее начальной плотности от 892 до 976 кг/м³. При исходной плотности эмульсии в диапазоне 976 – 996 кг/м³ эффективность ее разделения составляет 93,5 %. Снижение эффективности разделения водонефтяной эмульсии связано с тем, что при большой ее концентрации, часть фракций вторично перемешивается в местах образования завихрений, где проделаны круглые отверстия. Для того, чтобы

повысить эффективность необходимо увеличение количества рядов П-образных элементов (рисунок 4.64).

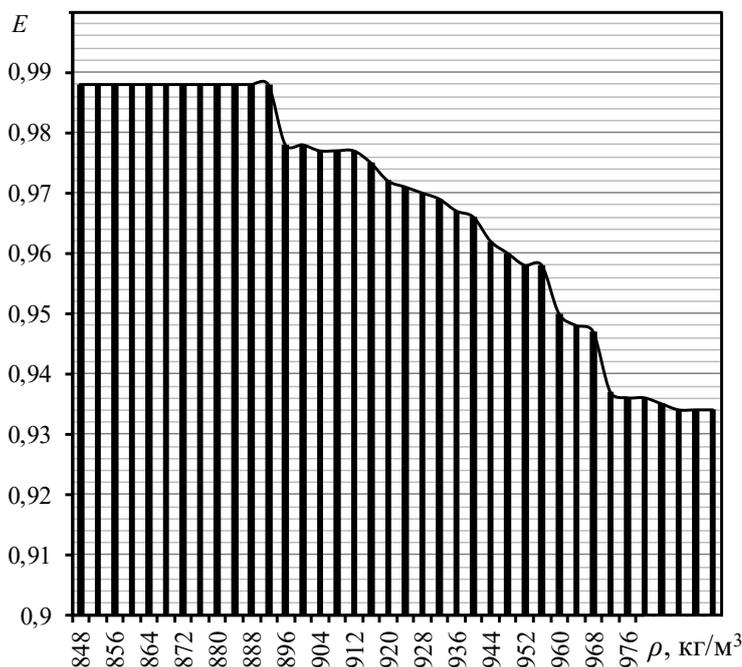


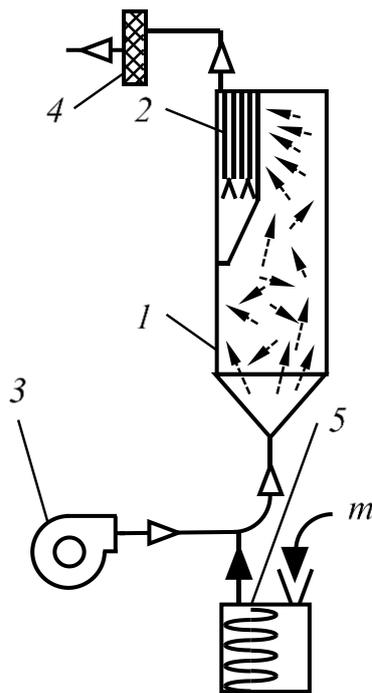
Рисунок 4.64 – Зависимость эффективности разделения водонефтяной эмульсии от ее исходной плотности

Таким образом, проведенные исследования показали, что применение блока с П-образными вставками является рентабельным мероприятием при разливе нефтепродуктов в водные экосистемы, ввиду высокой эффективности, компактности устройства, простоты действия и отсутствия движущихся механизмов. Одним из перспективных методов интенсификации разделения водонефтяной эмульсии является повышение температуры. Однако, как показали исследования, повышение эффективности в диапазоне $\pm 2,5\%$ свидетельствует о том, что его применимость может быть обусловлена наличием и доступностью нагревательных устройств. При увеличении концентрации сырой нефти в исходной смеси необходимо увеличение количества рядов П-образных элементов или движения водонефтяной эмульсии по установке несколько раз.

Вставки С-профиля (дуги).

Для проведения исследований была собрана экспериментальная установка (рисунок 4.65), содержащая сепаратор с пятью рядами дуг, систему подачи воздуха

и частиц. Количество рядов выбрано таким образом, чтобы исключить вероятность улавливания частиц сепаратором с эффективностью близкой к 100%, что затруднило бы валидацию физического и численного экспериментов. Принцип работы установки заключался в следующем: с помощью вентилятора 3 воздух из окружающей среды подавался в нижнюю часть корпуса 1 экспериментальной установки. Частицы при этом подавались с помощью дозирующего устройства 5.



а



б

Рисунок 4.65 – Экспериментальная установка а) принципиальная схема, б) фотография: 1 – корпус; 2 – сепаратор; 3 – вентилятор; 4 – фильтр тонкой очистки; 5 – дозатор

Таким образом, создавался поток газа с частицами, который поступал в корпус установки 1. В общем случае частицы в экспериментальной установке делились на две фракции: одна из которых находилась в псевдооживленном состоянии, другая уносилась из экспериментальной установки. Для улавливания уносимой части предназначен сепаратор с дугами 2. Отработанный газовый поток выбрасывался в окружающую среду, пройдя стадию окончательной очистки от твердых частиц с фильтром тонкой очистки 4. При этом уловленная

сепарационным устройством 2 часть частиц переходила в область витающих частиц в установке 1.

Важной задачей при исследовании сепарационного устройства 2 являлось определение размеров частиц, которые будут поступать в сепарационное устройство экспериментальной установки 1 в зависимости от рабочей скорости воздуха. Было проведено шесть опытов на основе нескольких рабочих скоростей: 2,25 м/с, 2,91 м/с, 3,97 м/с, 5,06 м/с, 5,51 м/с и 6,32 м/с, определяемых по формуле $w_{inst} = 4G_v / (\pi d_{out}^2)$, где $d_{out} = 0,08$ м – наружный диаметр широкой части расходомера на базе сопла Вентури. Протокол продувки экспериментального образца трубы Вентури представлен в приложении 5 к диссертации. На основании результатов испытаний установлено, что наибольшее относительное отклонение расчетного значения расхода от заданного не превысило (по модулю) $\pm 8\%$. Масса катализатора начальная (до опыта) m составила в опытах соответственно 12,84 г, 3,75 г, 2,27 г, 14,42 г, 11,41 г, 14,26 г, которая была введена с помощью инфузионного насоса в лабораторный модуль с потоком воздуха. Массовый расход катализатора составлял 0,056 г/с, а процентное содержание катализатора в воздухе в опытах – 0,42, 0,3, 0,22, 0,18, 0,16 и 0,14 [259]. Объемный расход воздуха по значениям перепада давления, полученным с помощью расходомера трубы Вентури, рассчитанной по формуле $G_v = 0,00144 \Delta p_{vent}$, составил для каждого опыта соответственно 0,011, 0,015, 0,021, 0,025, 0,028, 0,032 м³/с. Далее после проведения эксперимента частицы катализатора сепарировались и собирались в бункере, после чего их высыпали и взвешивали.

В результате проведенных экспериментальных опытов было установлено, что эффективность исследуемого сепарационного устройства составляет более 50%. Устройство содержало пять рядов дугообразных элементов. Для выявления оптимального числа рядов дугообразных элементов в устройстве проводились численные исследования в программном комплексе Ansys Fluent (рисунок 4.66), в ходе которых была получена зависимость фракционной эффективности от размера частиц при различной скорости $w = Q/F$, где F – площадь входного отверстия (проходное сечение 160×80 мм) в сепараторе с дугами, м² (рисунок 4.67).

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

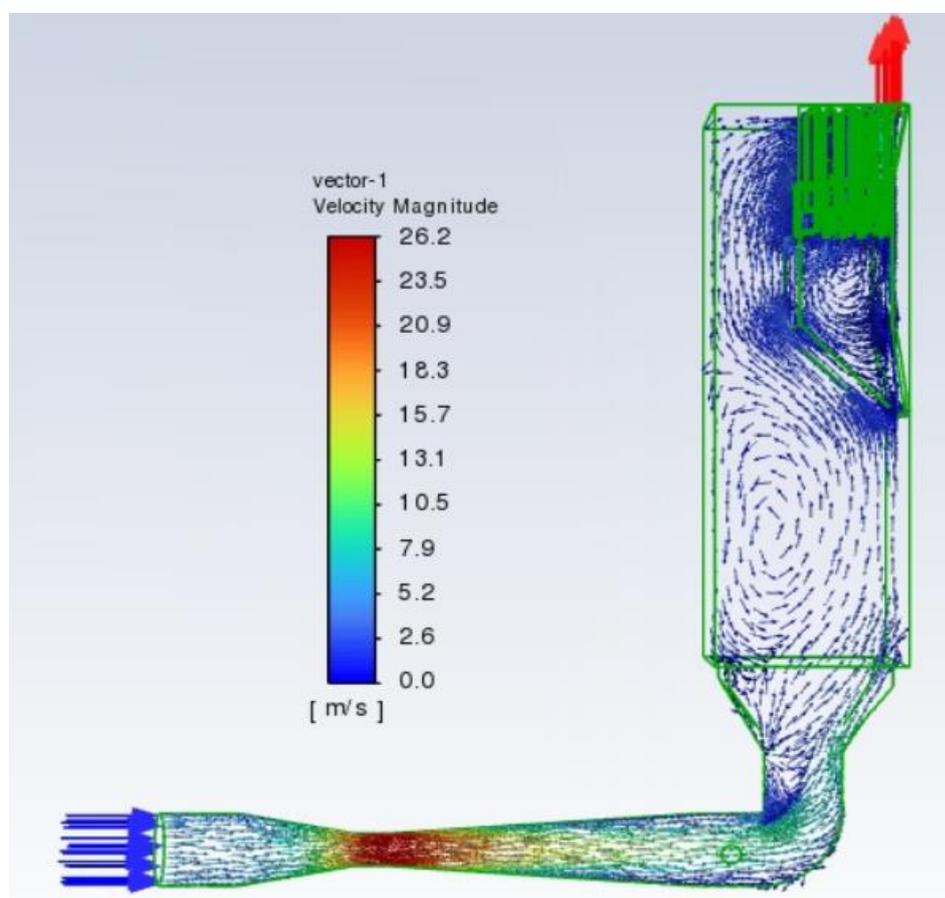


Рисунок 4.66 – Газодинамика в экспериментальной установке

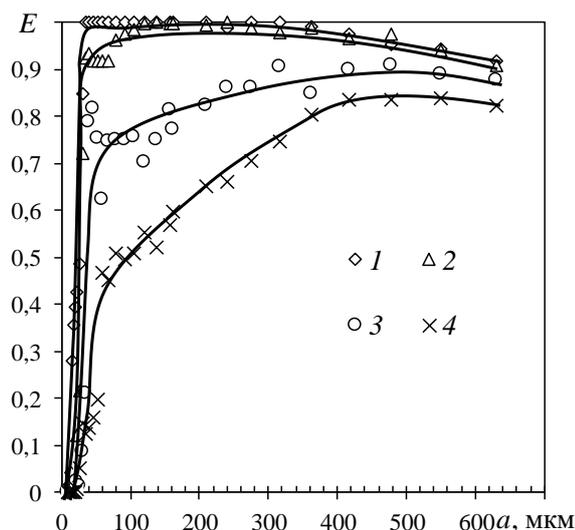


Рисунок 4.67 – Изменение эффективности от диаметра частиц при скорости газа на входе в сепаратор с дугами w , м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3

Определение остаточной запыленности газа на выходе из установки осуществляется по формуле, г/м³

$$c_K = \frac{m_{fK} - m_{fH}}{G_v \tau}, \quad (4.33)$$

где m_{fK} , m_{fH} – конечные и начальные массы фильтра тонкой очистки, г, G_v – объемный расход воздуха, м³/с, τ – продолжительность подачи частиц катализатора (таблица 4.2), с.

Таблица 4.2 – Производительность дозатора

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

Эффективность улавливания частиц катализатора оценивалась по формуле

$$E = \frac{c_H - c_K}{c_H}, \quad (4.34)$$

где c_H, c_K – концентрации частиц в газовом потоке на входе и выходе из установки, г/м³.

Начальная запыленность газового потока определяется расчетным путем

$$c_H = \frac{Q_d}{G_v}, \quad (4.35)$$

где $Q_d = m/\tau$ – установленная по опытам производительность дозатора, г/с (таблица 4.2), G_v – объемный расход газа на входе в установку, рассчитанный исходя из измеренных значений в широкой и узкой частях расходомера на базе сопла Вентури перепада давления Δp_{vent} с помощью дифференциального манометра Testo 510i, м³/с.

В ходе обработки полученных экспериментальных данных зависимость эффективности от скорости воздуха на входе в расходомер для частиц размером до 208 мкм

$$E = 0,65 - 0,05w_{inst}. \quad (4.36)$$

Вставки I-профиля (двутаавры).

Для проведения экспериментальных исследований была собрана экспериментальная установка (рисунок 4.68) по улавливанию мелкодисперсных капель. Сепарационное устройство с двутаавровыми элементами 1 было подключено к линии всасывания вентилятора 2, линия нагнетания которого была соединена с системой вентиляции, оливковое масло (имитирующее рабочую жидкость формальдегид) заливалось в емкость 4, в которой была установлена форсунка 3, сжатый воздух подавался в форсунку 3 компрессором 6, между ними был установлен ресивер 5 для снижения пульсаций подачи сжатого воздуха и для поддержания постоянного значения заданного давления. Для исключения проскока частиц через поток воздуха, который поступает в сепарационное устройство 1, были установлены специальные стенки. Оливковое масло в зону распыления

подавалось за счет энергии сжатого воздуха. Периодичность проведения экспериментальных исследований составляла 20 минут. Оценка эффективности осуществлялась взвешиванием блока сепарационного устройства с двутавровыми элементами до и после серии экспериментов. Потери давления в устройстве измерялись дифференциальным манометром Testo 510i с погрешностью $\pm 0,1$. Форсунка 3 являлась составной частью небулайзера B.Well PRO-110. Масса сепарационного устройства измерялась электронными весами 1-3000 с погрешностью 0,01 г [260].

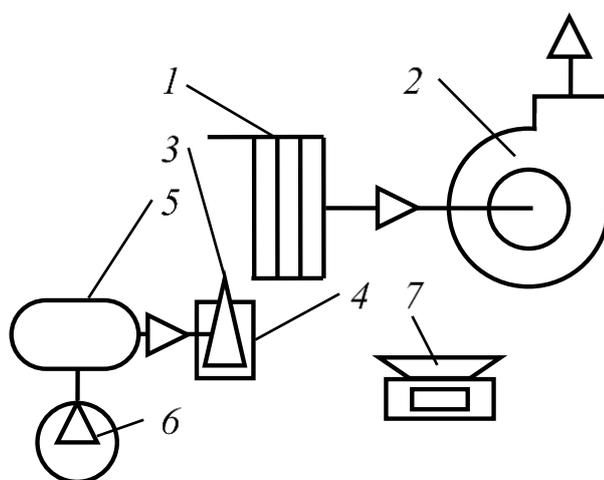


Рисунок 4.68 – Схема экспериментальной установки для исследования эффективности улавливания мелкодисперсных капель сепаратором с вставками I-профиля: 1 – сепарационное устройство с двутавровыми элементами, 2 – вентилятор, 3 – форсунка, 4 – емкость для жидкости, 5 – ресивер, 6 – компрессор, 7 – электронные весы

Как было отмечено в описании проведения эксперимента, в качестве диспергируемой среды использовалось оливковое масло, плотность которого составляла 912 кг/м^3 . Следует отметить, что плотность мелкодисперсных капель формальдегида в газовом потоке на предприятии Kastamonu в ОЭЗ «Алабуга» составляет около 1000 кг/м^3 . Также в качестве диспергируемой среды рассматривалась вода, значение плотности которой составляет более близкой к жидкому формальдегиду. Однако оливковое масло было выбрано вследствие двух факторов: 1) оливковое масло обладает более низким значением поверхностного натяжения по сравнению с водой, что позволяет легче его диспергировать;

2) испарение образующихся капель на поверхности двутавровых элементов крайне мало и, следовательно, процессами тепло- и массообмена можно пренебречь.

Модель сепарационного устройства с двутавровыми элементами, представленная на рисунке 4.69, была распечатана на 3D принтере. С одной стороны устройства имеется патрубок круглого сечения, который служит для подключения к линии всасывания вентилятора. В качестве материала для печати сепарационного устройства использовался пластик ABS. Следует отметить, что конструкция сепарационного устройства была выполнена без емкости для накопления уловленных мелкодисперсных капель. Данное конструктивное изменение было выполнено для упрощения проведения эксперимента. Малые габариты сепарационного устройства и электронные весы позволили с высокой точностью оценить эффективность улавливания мелкодисперсных капель.

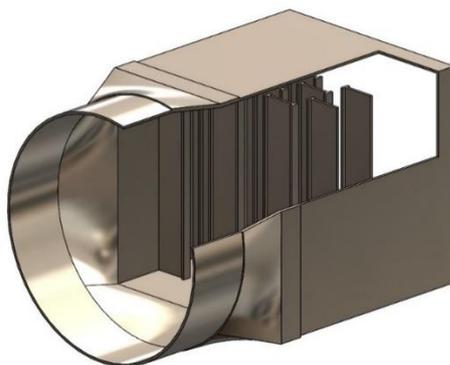


Рисунок 4.69 – Трехмерная модель блока сепарационного устройства с двутавровыми элементами (вид с разрезом)

Геометрические и конструктивные особенности модели блока сепарационного устройства с двутавровыми элементами: квадратное сечение сепарационного устройства – 84×84 мм, количество рядов двутавровых вставок и число вставок в каждом ряду – 4 и 3 соответственно, длина двутаврового элемента – 14 мм, длина выступа двутаврового элемента – 3,5 мм (рисунок 4.69).

Эффективность улавливания мелкодисперсных капель сепарационным устройством с двутавровыми элементами оценивалась по формуле:

$$E = \frac{m_2 - m_1}{m_3}, \quad (4.37)$$

где m_1 – масса сепарационного устройства с двутавровыми элементами до эксперимента, кг; m_2 – масса сепарационного устройства после эксперимента, кг; m_3 – общая масса диспергированной жидкости в газовом потоке, проходящего в сепарационном устройстве за время проведения эксперимента, кг.

При проведении эксперимента особое внимание уделялось размеру диспергированных мелкодисперсных капель в газовом потоке. Одним из необходимых условий проведения эксперимента являлось достижение размера мелкодисперсных капель большей их части менее 10 мкм для воспроизведения аналогичной ситуации относительно технологической линии на предприятии. Согласно техническому паспорту небулайзера B.Well PRO-110 медианный диаметр мелкодисперсных капель равен 3,16 мкм. При этом процент мелкодисперсных капель размером менее 5 мкм составляет более 70%. Таким образом, большая часть мелкодисперсных частиц, диспергированных в газовом потоке, имела размер менее 10 мкм.

В результате проведения экспериментов было установлено, что при скорости газового потока 4,6 и 5,3 м/с эффективность улавливания мелкодисперсных капель составляет 55,9 % при потере давления 790 Па и 62,5% при потере давления 1020 Па соответственно. При скорости потока более 5,3 м/с эффективность снижалась вследствие того, что скорость в сужении между двутавровыми элементами достигала значения, при котором капли масла дробились и уносились из сепарационного устройства. В среднем эффективность улавливания мелкодисперсных капель сепарационным устройством с 4 рядами двутавровых элементов, в каждом из которых находилось по 3 двутавра составляла 45,3% при скорости газового потока в диапазоне 4,4–6,6 м/с. Потери давления в сепарационном устройстве варьировались от 773 до 1716 Па при скоростях газового потока от 4,4 до 6,6 м/с (рисунок 4.70). Также было получено уравнение, характеризующее зависимость потери давления в устройстве от входной скорости газового потока (4.38). Следует отметить, что скорость газового потока создавалась примерно идентичной скорости газа в воздуховоде на предприятии.

$$\Delta p = 429,7W - 1273,5, \quad (4.38)$$

где Δp – потери давления в сепарационном устройстве с двутавровыми элементами, Па, W – входная скорость газового потока, м/с.

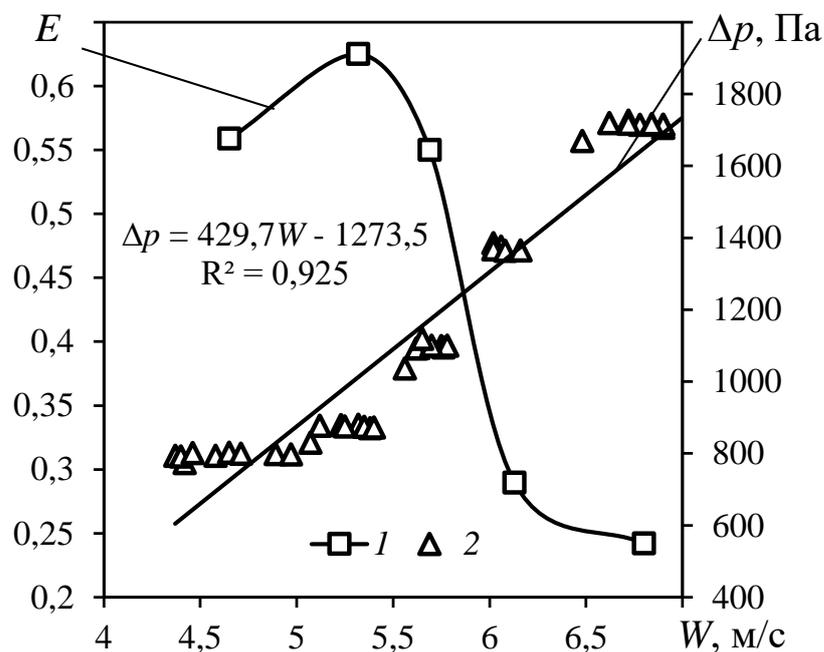


Рисунок 4.70 – Зависимость эффективности улавливания мелкодисперсных капель сепарационным устройством и потери давления в нем от скорости газового потока: 1 – кривая, характеризующая изменение эффективности устройства; 2 – кривая, характеризующая потери давления в устройстве

Таким образом, проведенные исследования показали, что сепарационное устройство с двутавровыми элементами может быть использовано в воздуховоде технологической линии для улавливания мелкодисперсных капель формальдегида. Простота конструкции и использования, легкость монтирования, малые габариты и вес являются одними из главных аргументов применения сепарационного устройства на предприятии. Для достижения эффективности улавливания мелкодисперсных капель близкой к 100% рекомендуется увеличить количество рядов двутавровых элементов.

4.5. Выводы по главе 4

1. Установлено, что геометрия вставок существенно влияет на эффективность процесса. Для этого были получены формулы, позволяющие рассчитать

геометрические размеры модифицированных вставок и расстояние между соседними рядами модифицированных вставок. При сепарации мелкодисперсных частиц размером 1–10 мкм и плотностью 1000 кг/м³ из газового потока эффективность в среднем равна 84, 80 и 78% для вставок I-, C- и П-профиля соответственно при скорости потока 8 м/с.

2. Дугообразные вставки имеют более простую форму относительно двуглавых и П-образных элементов для движения газового потока, и геометрия внутренней области дугообразных элементов не содержит тупиковых зон, где возникает хаотичное вихреобразование, которое приводит к нарушению структуры потока в целом, однако также нет существенного роста эффективности сепарации в связи с отсутствием дополнительного вихреобразования.

3. Представлены результаты экспериментального и численного исследований сепарационных устройств с модифицированными вставками. При одинаковых граничных условиях погрешности между численным и экспериментальным методами по эффективности и потере давления составили около 20% и 1% соответственно. Исследованы перепад давления и эффективность процесса сепарации частиц из газовых и жидких потоков с использованием оборудования с модифицированными вставками. Получена зависимость перепада давления от входной скорости в сепаратор. Получено уравнение для сепаратора с C-профилями, отображающее зависимость коэффициента гидравлического сопротивления $\xi = 0,0154\text{Re} \cdot 10^{-3} + 3,8722$. Уравнение для сепаратора с I-профилями, отображающее зависимость коэффициента гидравлического сопротивления от безразмерного параметра $k = b/h_1 = 0,25$ $\xi = 63,2 \cdot k^2 - 30,9 \cdot k + 8$.

4. В ходе обработки результатов эксперимента получена зависимость эффективности от скорости воздуха на входе сепаратора с C-профилями $E = 0,65 - 0,05w_{\text{inst}}$. Эффективность осаждения твердых дисперсных частиц возрастает с увеличением среднерасходной скорости газового потока и количества рядов модифицированных вставок в сепараторе.

5. В результате численного моделирования потоков в устройствах с модифицированными вставками выявлены зависимости эффективности сепарации от геометрических параметров оборудования и режимных параметров процесса и характеристик дисперсной среды. Эффективность использования модифицированных вставок в виде элементов I-профиля в среднем выше эффективности использования П- и С-образного профиля на 10-15%.

6. В результате сравнения сепаратора с вставками I-профиля с циклоном ЦН-11 по эффективности улавливания частиц размером 1–9 мкм, установлено, что наличие мультивихрей возле модифицированных вставок с высокими значениями центробежной силы позволяют достичь большего значения E относительно циклонов.

7. Для обеспечения стабильности структуры вихрей в случае разделения эмульсий сепараторами с вставками I-профиля, критическим значением высоты борта двутавровых элементов является $h/b \leq 0,5$, для сепарации частиц из газов критическим значением высоты борта двутавровых элементов является $h/b \approx 0,5$. Эффективность разделения водомасляной эмульсии является высокой для сепаратора с П-профилями, в среднем равнясь 99,9% при числах Рейнольдса в диапазоне 306–611, которые соответствуют входным скоростям потока 1–2 м/с, для сепаратора высотой 50 мм.

8. Эффективность сепарационного устройства с вставками С-профиля составляет в среднем 86,2, 86,9, 88,3, 88,4, 88,2, 88,4% при высоте верхней части сепарационной решетки h_1 равной 10, 20, 30, 40, 50 и 60 мм соответственно. С ростом показателя нижней части сепарационной решетки h_2 , входящей в бункер сепаратора с вставками С-профиля, вероятность уноса частиц из области между концом дуг и дном устройства уменьшалась, предпочтительным соотношением является $h_1/h_2 = 3/7$.

9. При разделении эмульсий увеличение концентрации сырой нефти в смеси, приводит к росту плотности водонефтяной эмульсии от 848 до 996 кг/м³ и снижает эффективность ее разделения от 98,8 до 93,4% в сепараторе с П-профилями

вследствие вторичного перемешивания по высоте устройства в местах, где проделаны круглые отверстия.

При температуре исходной смеси 30°C минимальная эффективность разделения водонефтяной эмульсии составила 96,4%. Показано, что повышение температуры до 50°C увеличивает эффективность разделения водонефтяной эмульсии до 98,8%

10. Главными достоинствами разработанного устройства с П-образными вставками являются компактность, высокая эффективность и низкие эксплуатационные затраты. Разделение водонефтяной эмульсии осуществляется преимущественно за счет действия центробежных сил, возникающих при движении потока между П-образными вставками.

ГЛАВА 5. ОЧИСТКА ГАЗА ОТ АЭРОЗОЛЕЙ И ЛИПКИХ ЧАСТИЦ В БЛОЧНОМ МУЛЬТИВИХРЕВОМ СЕПАРАТОРЕ

5.1. Конструирование блочного мультिवихревого сепаратора

Корпус устройства имеет блочную структуру преимущественно квадратной формы. Передняя крышка имеет 4 квадратных отверстия, образующие сепарационные блоки квадратной формы. В стенках блока проделано несколько рядов отверстий разного диаметра. При этом часть круглых отверстий, которые располагаются ближе к центральной части стенки имеют больший диаметр относительно боковых отверстий. Между внутренними стенками корпуса устройства и наружными стенками блоков квадратной формы располагается сепарационная зона устройства, в которой образуется множество вихрей при выходе газа из круглых отверстий. Целью создания вихревой структуры является сепарация мелкодисперсных частиц из газового потока (рисунок 5.1) [261].

Принцип действия предлагаемого устройства можно описать следующим образом: загрязненный газовый поток входит в устройство через квадратные блоки. По мере своего прямолинейного движения поток в равных долях постепенно отклоняется в сторону круглых отверстий большего диаметра, как правило, он становится перпендикулярен основному направлению. При приближении потока к круглым отверстиям большего диаметра, меньшая часть потока направляется к боковым отверстиям меньшего диаметра, которые в свою очередь позволяют исключить образование застойных зон в углах блока, так как вместо образования обратных потоков в данных областях, газ уносится в сепарационную зону устройства через малые боковые отверстия. При входе газового потока в круглые отверстия за счет сужения проходного сечения отверстий образуются струйки газа с высокими скоростями относительно тех, которые была до сужений, при выходе струек газа из данных отверстий поток попадает в сепарационную зону устройства. При выходе газа из больших круглых отверстий каждая струйка делится на два равных потока, каждый из которых постепенно меняет свое направление в

наиближайшую сторону – правую или левую, приобретая вихревое движение по высоте сепарационной зоны устройства.

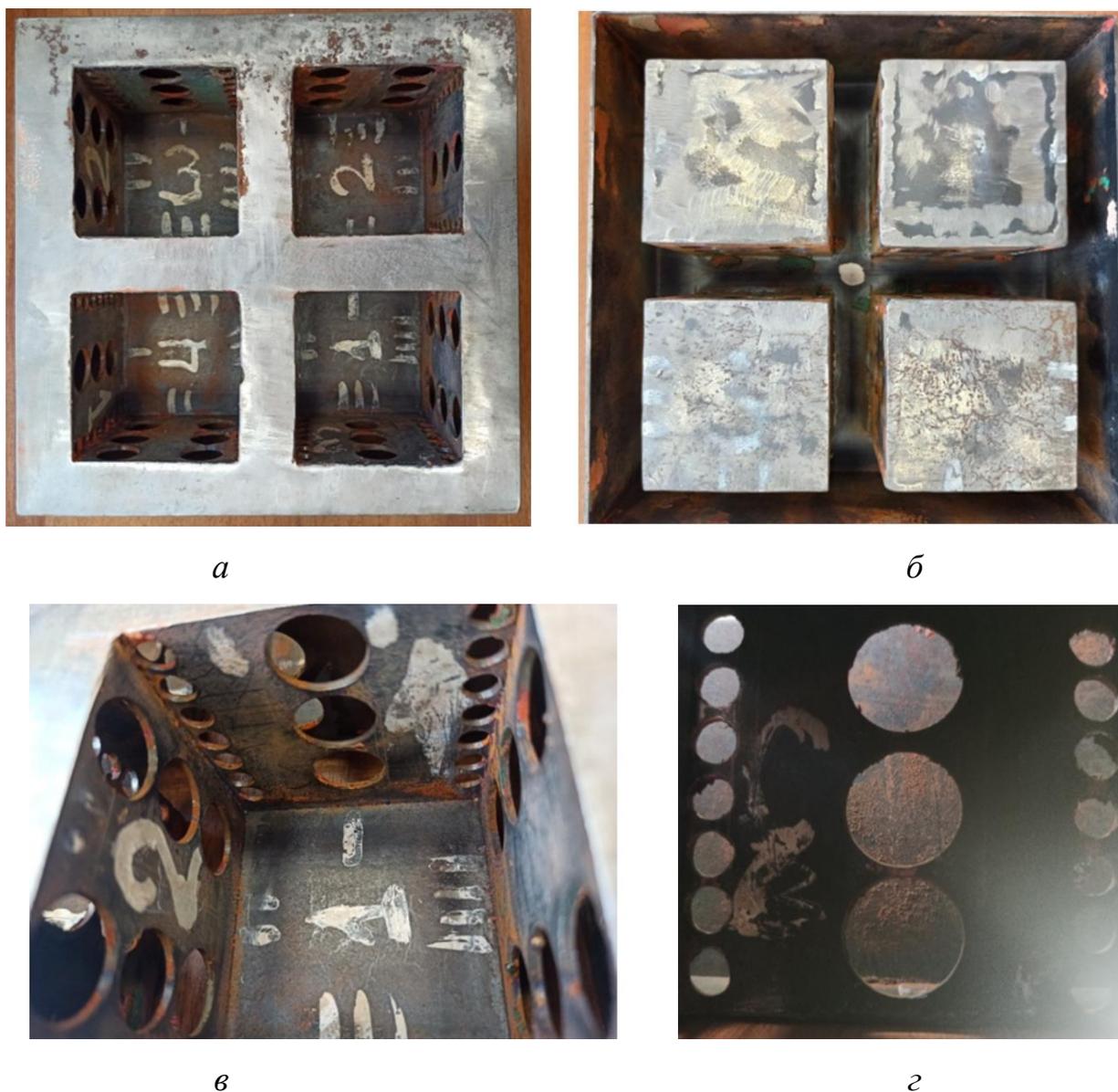


Рисунок 5.1 – Изготовленный блочный сепаратор: *а* – вид спереди, *б* – вид сзади, *в*, *г* – группа отверстий в стенке блока

При вращении отработанного газового потока с диспергированными в нем мелкодисперсными частицами в сепарационной зоне возникают центробежные силы высоких значений, под действием которых частицы отбрасываются из завихренной структуры в сторону внутренней стенки корпуса устройства, при контактировании с которой они прилипают к ней за счет своих физико-химических свойств или попадают в «мертвые» (застойные) зоны между двумя соседними

вихрями, где постепенно седиментируют на внутреннюю поверхность корпуса устройства. Газовые струйки, выходящие из малых боковых круглых отверстий предназначены для поддержания вихревой структуры в области сепарационной зоны, которая находится на границе контакта соседних блоков. Следует отметить, что в соседних блоках количество рядов круглых отверстий во всех стенках чередуется. Наиболее наглядно это представлено на рисунок 5.1, *в*, *г*. Такая компоновка позволяет создать ряд вихреобразований с минимальным количеством застойных зон. При этом соседние вихри при своем движении поддерживают друг друга в точках контакта, так как вектора скоростей сонаправлены. Область контакта газового потока с стенками устройства сведена к минимуму, что позволяет обеспечить низкие потери давления.

Таким образом, по мере движения газового потока по каналам сепарационной зоны мелкодисперсные частицы отбрасываются в разные стороны, очищенный газ выходит из устройства через выходное отверстие сепарационной зоны (рисунок 5.1, *б*). Заметим, что выходное отверстие может быть закрыто глухой крышкой, при этом в ней проделываются отверстия, ось которых совпадает с осью вихрей, находящихся в сепарационных каналах (рисунок 5.2). При этом диаметр возникающих вихрей очень мал, достигающий нескольких десятком миллиметров при рабочих скоростях до 10 м/с, что позволяет получить центробежные силы, значения которых достаточно для сепарации мелкодисперсных частиц размером до 10 мкм из газового потока, в отличии, например, от инерционных аппаратов грубой очистки.

В предлагаемой конструкции при необходимости возможно варьирование диаметров вихрей, следовательно, и значений центробежных сил, путем изменения ширины каналов сепарационной зоны, расположения круглых отверстий и их диаметров, изменение диаметров отверстий в задней крышке. Также в зависимости от размеров проходного сечения на промышленном объекте, в которое монтируется предлагаемое сепарационное устройство, его размеры могут изменяться путем уменьшения или увеличения количества сепарационных блоков в ряду и по высоте (рисунок 5.3). При этом количество квадратных отверстий в

передней крышке соответствует количеству блоков сепаратора. Если применяется задняя крышка сепаратора, то блоки сепаратора делаются сквозными.



Рисунок 5.2 – Задняя крышка блочного мультивихревого сепаратора с отверстиями для выхода газа

За счет имеющихся выходных отверстий в задней крышке формируется более устойчивая вихревая структура в сепарационных каналах устройства (рисунок 5.2).

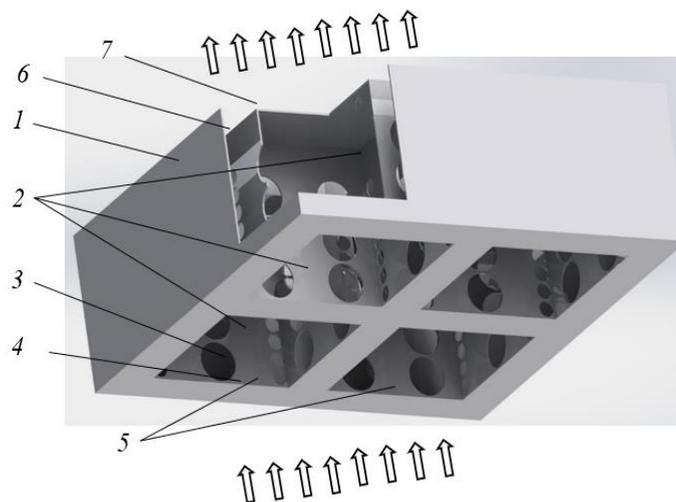


Рисунок 5.3 – Трехмерная модель сепарационного устройства с элементами квадратной формы и круглыми отверстиями: 1 – корпус устройства; 2 – элементы квадратной формы; 3 – отверстия для выхода газа; 4 – боковые отверстия для выхода газа; 5 – вход в сепарационное устройство; 6 – сепарационная зона устройства; 7 – выход из сепарационного устройства (вид с разрезом)

5.2. Исследование гидродинамики потока в блочном мультивихревом сепараторе

Проведение исследований по определению гидравлического сопротивления блочного мультивихревого сепаратора осуществлялось на экспериментальной установке (рисунок 5.4), общая длина установки 1100 мм, длина ресивера 96 мм, длина трубы Вентури 550 мм, радиус широкой и узкой части трубы Вентури 40 и 18 мм соответственно. Ресивер имеет в сечении прямоугольник размером 58×69 мм, с восемью отверстиями размером 22×48 мм, проделанными в ресивере. Размеры корпуса мультивихревого сепаратора 134×49×134 мм (высота×ширина×длина), размер блока 45×45 мм, толщина стенок 1,2 мм, диаметр больших и малых круглых отверстий в стенках блока 12 и 6 мм соответственно, диаметр отверстий в дополнительной крышке сепаратора 3 мм. Определение гидравлического сопротивления осуществлялось дифференциальным манометром Testo 510i, погрешность составляет ± 5 Па при измерении давления в диапазоне от 0 до 100 Па и $\pm (2 \text{ Па} + 1,5 \% \text{ от измеренного значения})$ при измерении давления в диапазоне от 100 до 15000 Па. Ресивер – это участок прямоугольного сечения с двумя закрытыми отверстиями на каждой стороне. В ходе проведения исследований каждое из восьми отверстий поэтапно открывалось для сброса воздуха, т.е. снижения расхода воздуха в установке и получения более обширной экспериментальной выборки данных. Труба Вентури создавалась по ГОСТ 8.586.4-2005 [262]. Ее предназначение в экспериментальной установке – создание перепада давления в широкой и узкой частях, который фиксировался дифференциальным манометром, что позволяло по формуле (5.1) рассчитать среднерасходную скорость воздуха [263], наибольшее относительное отклонение расчетного значения расхода от заданного не превысило (по модулю) $\pm 8\%$ (приложение 5). Для точного измерения статического давления в широкой и узкой частях трубы Вентури были созданы кольцевые камеры, имеющие снизу и сверху отверстия для отбора давления. При необходимости одно из отверстий закрывалось.

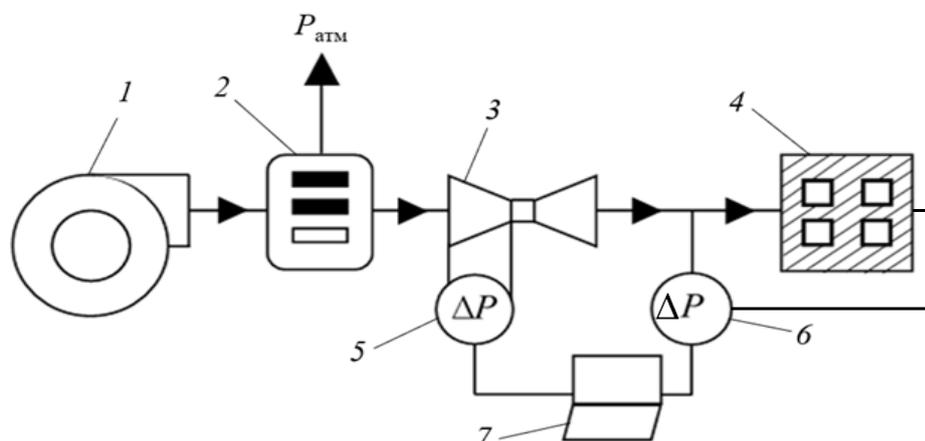


Рисунок 5.4 – Принципиальная схема экспериментальной установки для исследования работы блочного мультивихревого сепаратора: 1 – воздуходувка; 2 – устройство для сброса воздуха (ресивер); 3 – труба Вентури; 4 – блочный мультивихревой сепаратор; 5, 6 – дифференциальные манометры; 7 – вычислительный блок

Формула для определения среднерасходной скорости воздуха W_1 , м/с через широкую часть трубы Вентури:

$$W_1 = \sqrt{\frac{2(p_1 - p_2)}{\rho_G \left[\left(\frac{F_1}{F_2} \right)^2 - 1 \right]}}, \quad (5.1)$$

где p_1 – статическое давление в широкой части трубы Вентури, Па; p_2 – статическое давление в узкой части трубы Вентури, Па; ρ_G – плотность воздуха, кг/м³; F_1 и F_2 – площадь широкой и узкой части трубы Вентури соответственно, м².

Также была возможность измерить суммарные потери давления в трубе Вентури и блочном мультивихревом сепараторе при подключении дифференциального манометра только к одному отверстию для отбора давлений кольцевой камеры в широкой части трубы Вентури. После этого воздух проходил через переходник кругло-прямоугольного сечения и поступал в блочный мультивихревой сепаратор. Измерение потери давления в сепараторе осуществлялось путем измерения давления перед ним и после него в квадратном воздуховоде с помощью дифференциального манометра (рисунок 5.4) [264].

Согласно уравнению неразрывности, расход воздуха в установке остается постоянным. При условии, что процесс стационарный и допущении, что плотность воздуха остается постоянной, получим равенство объемных расходов в широком сечении трубы Вентури и в сечении перед входом в блочный мультивихревой сепаратор, где установлен патрубок для измерения давления (рисунок 5.4):

$$W_1 F_1 = WF, \quad (5.2)$$

где F – площадь поперечного квадратного сечения перед входом в сепаратор, м².

Подставив в уравнение (5.2) скорость W_1 , рассчитанную по уравнению (5.1), и формулы для определения площадей круга и квадрата, получим выражение для определения скорости воздуха на входе в блочный сепаратор W , м/с:

$$W = \frac{\pi d_1^2}{4} \frac{1}{b^2} \sqrt{\frac{2(p_1 - p_2)}{\rho \left[\left(\frac{F_1}{F_2} \right)^2 - 1 \right]}}, \quad (5.3)$$

где d_1 – диаметр широкой части трубы Вентури, м; b – размер стороны квадратного сечения экспериментальной установки в локальном месте, где установлен патрубок для измерения статического давления перед мультивихревым сепаратором, м.

Результаты исследований показали, что гидравлическое сопротивление блочного сепаратора зависит как от конструктивных особенностей устройства, так и от устойчивости вихревой структуры. При отсутствии задней крышки гидравлическое сопротивление существенно меньше, чем при варианте, когда задняя крышка установлена на сепаратор (рисунок 5.2), разница составила в среднем в 9-30 раз при скорости воздуха на входе в устройство от 1,4 до 4,9 м/с.

Потери давления Δp , Па, в блочном мультивихревом сепараторе во всех случаях рассчитывались по формуле:

$$\Delta p = p_{in} - p_a, \quad (5.4)$$

где p_{in} – давление на входе в устройство, Па; p_a – атмосферное давление (давление на выходе из устройства), Па.

С другой стороны, полученные значения среднеквадратических отклонений для обоих случаев (рисунок 5.5, 5.6) и анализ разброса экспериментальных точек

(рисунок 5.9) показывают, что при первом конструктивном оформлении блочного мультивихревого сепаратора без задней крышки вихревая структура может быть нестабильной.

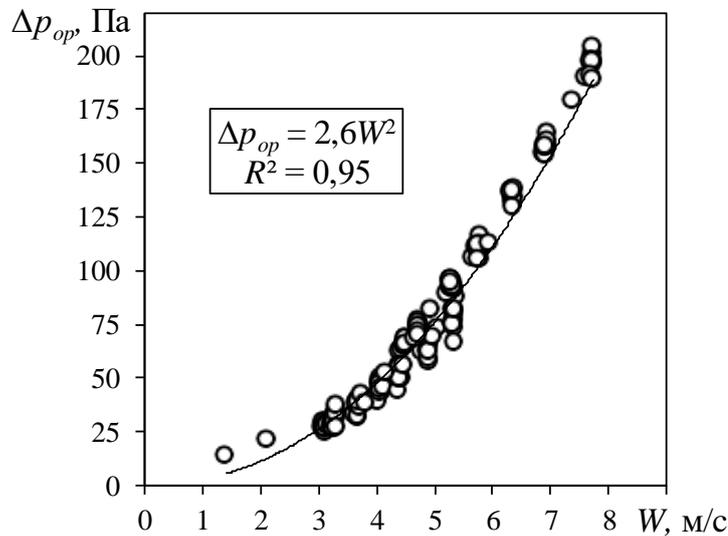


Рисунок 5.5 – Зависимость потери давления Δp_{op} в блочном мультивихревом сепараторе с открытыми сепарационными каналами от скорости воздуха W на входе в устройство

Вероятнее всего это вызвано тем, что в некоторых локальных областях при выходе струй воздуха из круглых отверстий, сделанных в стенках блока сепаратора, образующиеся вихри разрушаются, создавая хаотичный поток на определенной высоте сепарационных каналов. Данное явление носит нестабильный характер, так как одной скорости могут соответствовать несколько значений потери давления в блочном мультивихревом сепараторе Δp_{op} . При этом среднеквадратическое отклонение R составляет 0,95 (рисунок 5.5).

При варианте конструктивного оформления блочного мультивихревого сепаратора с задней крышкой среднеквадратическое отклонение R составляет 0,99 (рисунок 5.6). Полученная степенная зависимость с высокой точностью описывает значения экспериментальных точек, что указывает на отсутствие значимых хаотичных колебаний потока в сепарационных каналах. Иными словами, установка крышки (рисунок 5.2) с сделанными в ней отверстиями для выхода воздуха способствует формированию устойчивой вихревой структуры в сепарационных каналах блочного мультивихревого сепаратора.

В ходе исследований установлено, что гидравлическое сопротивление блочного мультивихревого сепаратора с открытыми сепарационными каналами Δp_{op} составляет 14 до 204 Па при скорости воздуха на входе в устройство от 1,4 до 7,7 м/с (рисунок 5.5). Также получена зависимость потери давления Δp_{op} в сепараторе от входной скорости воздуха W для данного варианта компоновки устройства:

$$\Delta p_{op} = 2,6W^2. \quad (5.5)$$

Гидравлическое сопротивление блочного мультивихревого сепаратора с установленной задней крышкой Δp_{cl} , в которой проделаны отверстия для выхода потока воздуха составляет от 42 до 1833 Па при скорости воздуха на входе в устройство от 0,8 до 4,9 м/с (рисунок 5.6).

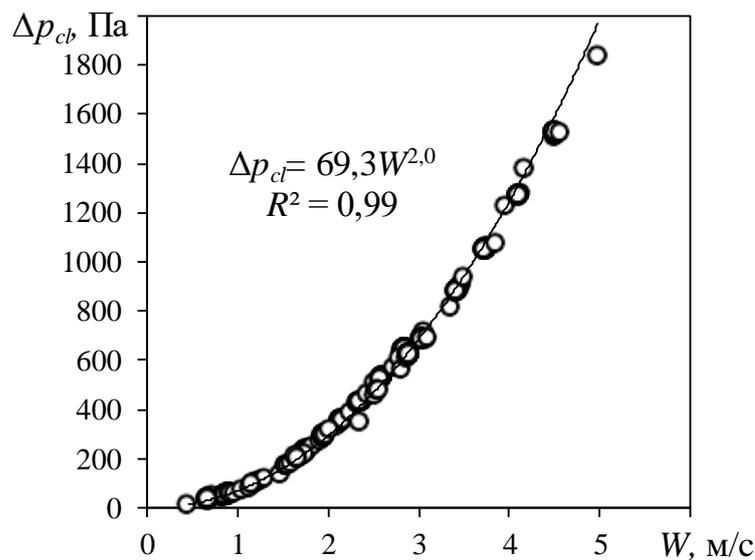


Рисунок 5.6 – Зависимость потери давления Δp_{cl} в блочном мультивихревом сепараторе с установленной задней крышкой от скорости воздуха на входе в устройство

Для устройства с задней крышкой получена степенная зависимость потери давления Δp_{cl} в блочном мультивихревом сепараторе от входной скорости воздуха W :

$$\Delta p_{cl} = 69,3W^2. \quad (5.6)$$

Таким образом, проведенные исследования показали, что усложнение конструкции мультивихревого сепаратора приводит к увеличению его

гидравлического сопротивления. Однако, создание строго расположенных выходных отверстий в определенных местах крышки задней крышки позволяет предотвращать разрушение вихревой структуры в сепарационных каналах, которая прежде происходила вследствие хаотичного выхода потока воздуха из устройства при открытых сепарационных каналах. Необходимо отметить, что важной составляющей принятия той или иной конструкции устройства является его эффективность. Вероятнее всего, при втором варианте конструктивного оформления устройства эффективность мультивихревого сепаратора будет выше относительно первого варианта, так как при устойчивой вихревой структуре создается центробежное поле более высоких значений и снижается вероятность повторного подхватывания частиц хаотичным восходящим потоком при их сепарации. Это предположение необходимо проверить в дальнейшем [265].

В процессе работы сепаратора возможны явления образования новых мелких капель, исследуя аэродинамическое воздействие среды на частицы аэрозоля, оценим число Вебера [266]: $We = \rho_G U_{отн}^2 a / \sigma$, где $U_{отн}$ – скорость частицы относительно газового потока, м/с; a – диаметр частицы, мм; σ – коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м. Срывом капель с поверхности жидкости набегающим потоком воздуха пренебрегаем, $We < 0,05–0,15$. При оценке перепада давления при малых скоростях воздушного потока на входе в устройство показатель степени скорости для расчета гидравлического сопротивления равен 1,5 в уравнении Вейсбаха, следовательно, интенсивность турбулентности в проточной области снижена, свидетельствуя о существенной ламинизации течения (рисунок 5.7). Стоит отметить, что с увеличением эффективности работы устройства и концентрации частиц в потоке время его работы снижается.

Согласно экспериментальным данным (рисунок 5.6) проводилось численное моделирование с использованием различных моделей турбулентности, причем наименьшая неопределенность между численными и физическими результатами была получена при модели турбулентности $k-\omega$ SST, которая составила не более 10,2 % (рисунок 5.8).

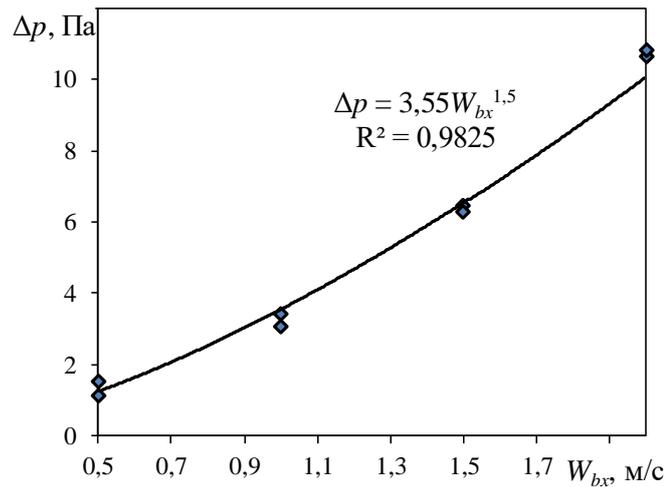


Рисунок 5.7 – Зависимость гидравлического сопротивления от скорости на входе в мультивихревое сепарационное устройство

Неопределенность γ расчетов определялась по формуле (таблица 5.1):

$$\gamma_i = \frac{\Delta p_{i+1} - \Delta p_i}{\Delta p_i} 100\%, \quad (5.7)$$

где Δp_i – потери давления при i опыте, Па; Δp_{i+1} – потери давления при $i+1$ опыте, Па.

В ходе вычислений число элементов изменяли от 170399 до 1583863 шт., было установлено, что при 534263 элементах достигается независимость сетки (таблица 5.1), т.е. чувствительность решения задачи к изменению размеров сетки. Элементы были полиэдрическими, возле стенки – прямоугольные.

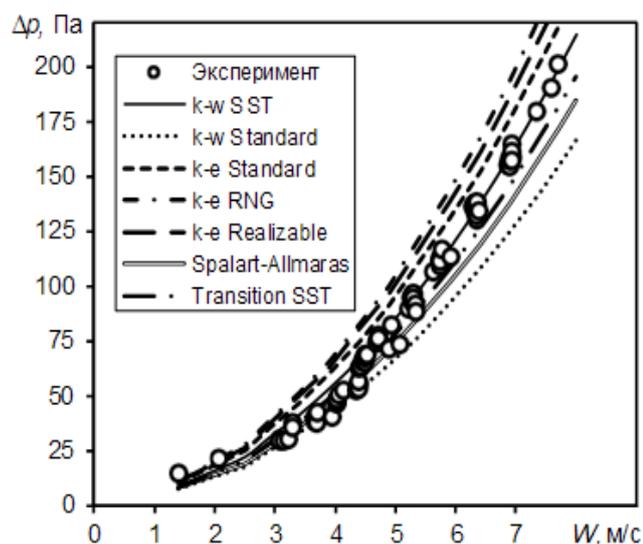


Рисунок 5.8 – Сравнение данных численного моделирования для разных моделей турбулентности и эксперимента

Следует также отметить, что гидравлическое сопротивление предлагаемого устройства не превышает 11 Па при скорости 2 м/с на входе в сепарационные элементы.

Таблица 5.1 – Независимость сетки

Количество элементов	Потери давления Δp , Па	Неопределенность γ , %
170399	178,328	-
360081	189,167	5,729857745
534263	199,281	5,075245508
607337	199,867	0,293194975
892346	200,187	0,15985054
1583863	199,476	-0,196013556

Часть экспериментальных точек удалена по причине завышенных результатов относительно численных расчетов по модели турбулентности $k-\omega$ SST (рисунок 5.9).

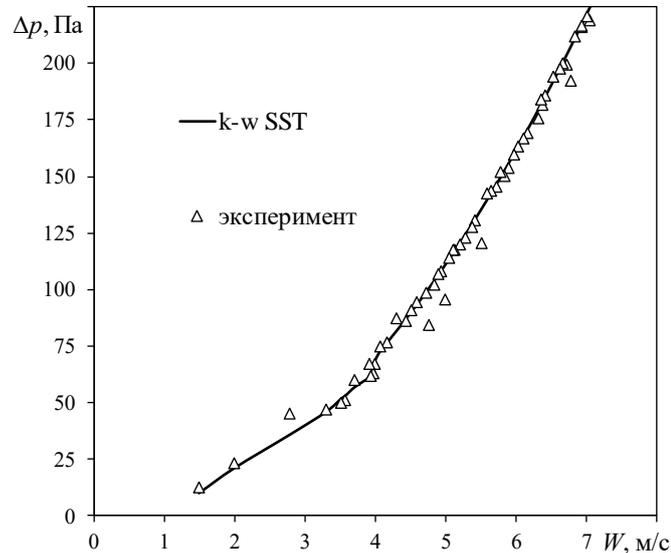


Рисунок 5.9 – Сравнение результатов по потере давления в блочном мультивихревом сепараторе от скорости газа на входе в него

Таким образом, потеря давления в блочном сепараторе имеет невысокие значения, что обусловлено простотой конструкции. Также можно судить о наличии областей с течением близким к ламинарному. Результаты, полученные путем

численного исследования, демонстрируют, что геометрические параметры конструкции и входная скорость газа в значительной степени влияют на повышение эффективности улавливания мелкодисперсных частиц из запыленного газа.

При исследуемой области скоростей потока от 1 до 7 м/с для частиц размером менее 3 мкм наблюдается низкое значение эффективности улавливания. Геометрия сепаратора при построении трехмерной модели в пакете прикладной программы: длина – 134 мм, ширина – 134 мм, глубина – 50 мм, ширина блока – 45 мм, диаметр больших отверстий – 12 мм (рисунок 5.10).

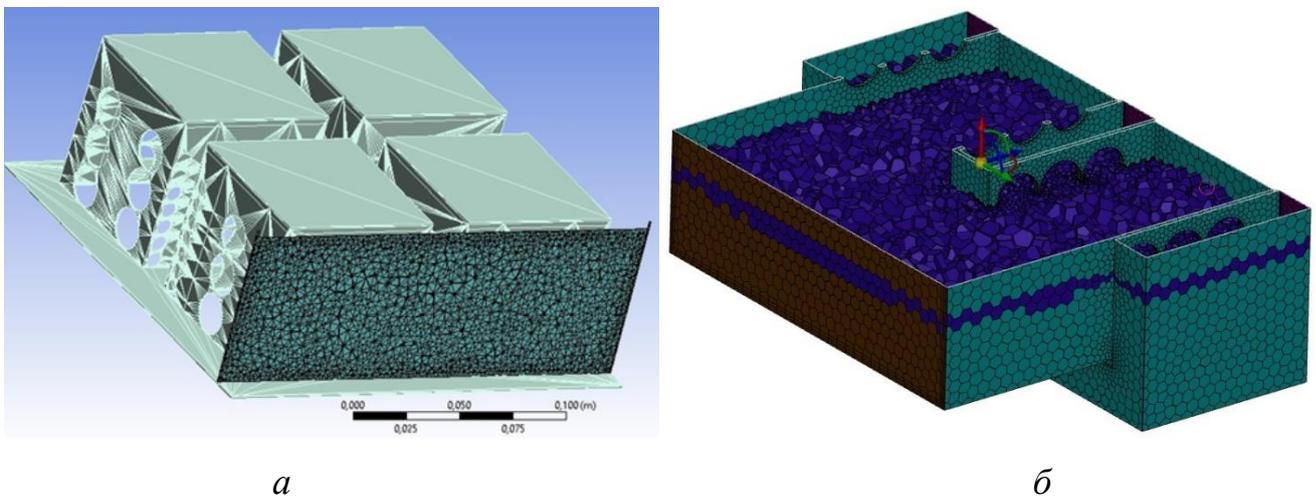


Рисунок 5.10 – Построение сетки при моделировании: а) общий вид, б) вид в разрезе

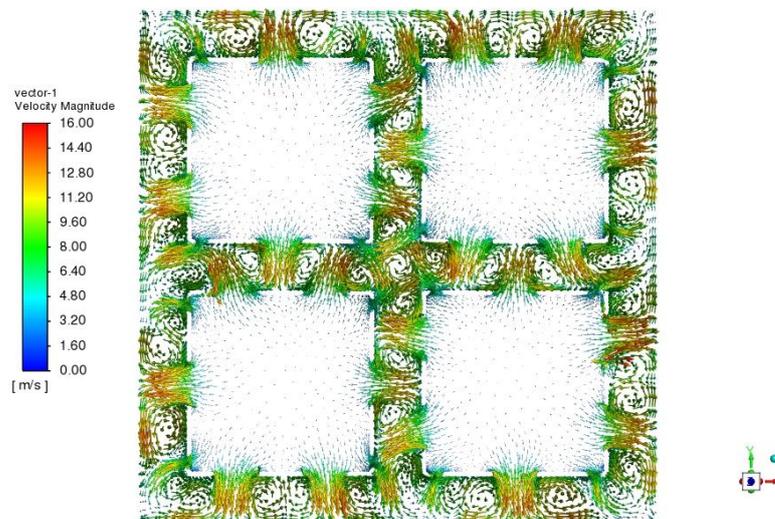


Рисунок 5.11 – Поле векторов скорости течения потока воздуха в сепарационном канале блочного мультивихревого сепаратора

На стенках задано условие прилипания частиц при контакте с ними. Частицы приняты сферической формы, имеют один размер, во время движения не слипаются. Концентрация частиц в потоке составляла менее 1% от расхода газа. Процесс стационарный при температуре 20°C. После построения сеточной модели с количеством элементов 534263 осуществлялась настройка граничных условий. Для этого на входе в устройство задавалась скорость газа W , м/с, а на выходе из устройства атмосферное давление равно 101325 Па. Также во время исследований были построены поля распределения векторов скорости потока воздуха в сепараторе в трехмерном пространстве (рисунок 5.11).

5.3. Эффективность сепарации частиц в блочном мультивихревом сепараторе

Проведение экспериментального исследования по определению эффективности работы устройства состояло из серии опытов на базе установки (рисунок 5.4). Размеры сепаратора и условия аналогичны тем значениям, которые были описаны в разделе 5.2. Для введения мелкодисперсного материала в линию подачи воздуха в блочный мультивихревой сепаратор установка была модернизирована и был использован шприцевой дозатор ВЭДА-5 8 с регулируемой скоростью подачи материала в воздуховод, которая составила 200 мл/ч, на линии непосредственно перед сепаратором. Масса поступающего материала в опытах составляла $23 \pm 0,5$ г определялась путем взвешивания и была погружена в шприц, который использовался в дозаторе 8. В качестве материала использовался тальк, средний размер частиц которого составляет 5 мкм. В ходе каждого опыта скорость движения воздуха в установке изменяли путем открытия/закрытия отверстий в ресивере 2 (рисунок 5.12).

Степень улавливания (эффективность улавливания) частиц в ходе экспериментального исследования определялась отношением массы уловленного материала к массе материала, поступившего в блочный мультивихревой сепаратор с потоком воздуха,

$$E_e = \frac{m_{in} - m_{out}}{m_{in}}, \quad (5.8)$$

где m_{in} – масса частиц материала, содержащегося в потоке воздуха и поступающего в блочный мультивихревой сепаратор, г, m_{out} – масса частиц материала на выходе из блочного мультивихревого сепаратора, определяемая, как разница между массой сепаратора с уловленными частицами и массой сепаратора чистого без частиц, г.

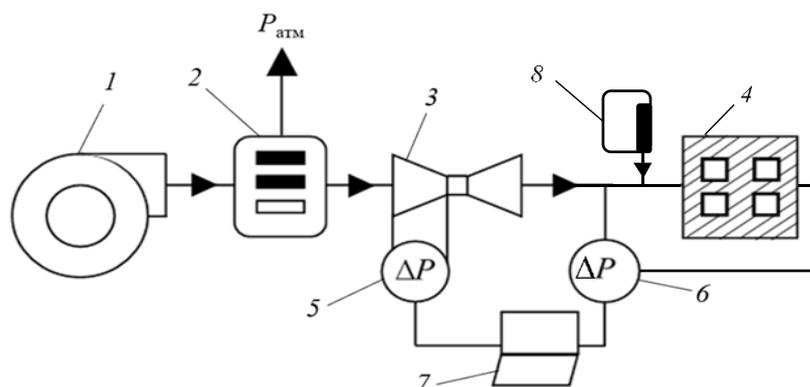


Рисунок 5.12 – Принципиальная схема экспериментальной установки для исследования эффективности блочного мультивихревого сепаратора:

1 – воздуходувка; 2 – устройство для сброса воздуха (ресивер); 3 – труба Вентури; 4 – блочный мультивихревой сепаратор; 5, 6 – дифференциальные манометры; 7 – вычислительный блок, 8 – дозатор

Масса сепаратора чистого без частиц составляла $160 \pm 0,5$ г (таблица 5.2).

Таблица 5.2 – Результаты опытов по определению эффективности блочного сепаратора

№ опыта	Скорость, м/с	Масса устройства, г	Масса устройства с частицами, г	Масса в шприце, гр	E_e
1	1,19	165,72	179,58	23,11	0,398
2	1,19	163,39	177,19	22,99	0,401
3	1,19	162,86	176,52	22,77	0,407

<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>	<i>5</i>	<i>6</i>
1	2,28	161,55	172,36	23,51	0,530
2	2,32	161,76	172,45	23,25	0,536
3	2,31	165,37	175,86	22,82	0,544
1	3,21	163,08	172,13	23,19	0,607
2	3,25	159,39	168,33	22,93	0,612
3	3,24	166,28	175,21	22,92	0,612
1	4,63	162,45	170,60	23,31	0,646
2	4,62	163,44	171,47	22,93	0,652
3	4,51	165,81	173,91	23,14	0,648
1	5,34	165,51	172,20	23,06	0,710
2	5,25	162,40	169,10	23,09	0,709
3	5,23	162,67	169,28	22,77	0,713
1	6,30	165,61	172,15	23,36	0,716
2	6,37	165,02	171,56	23,35	0,716
3	6,22	164,76	171,21	23,01	0,720
1	6,83	161,65	167,89	23,11	0,729
2	6,97	160,12	166,44	23,41	0,726
3	6,98	163,47	169,79	23,40	0,726

Графическая зависимость изменения эффективности, рассчитанной по формуле (5.8), в зависимости от скорости поступающего воздуха представлена на рисунке 5.13. При скорости потока воздуха на входе в сепаратор в диапазоне от 1,2 до 7 м/с эффективность находилась в диапазоне от 0,4 до 0,73, равномерно увеличиваясь, в связи с увеличением действия центробежной скорости (рисунок 5.13, таблица 5.2).

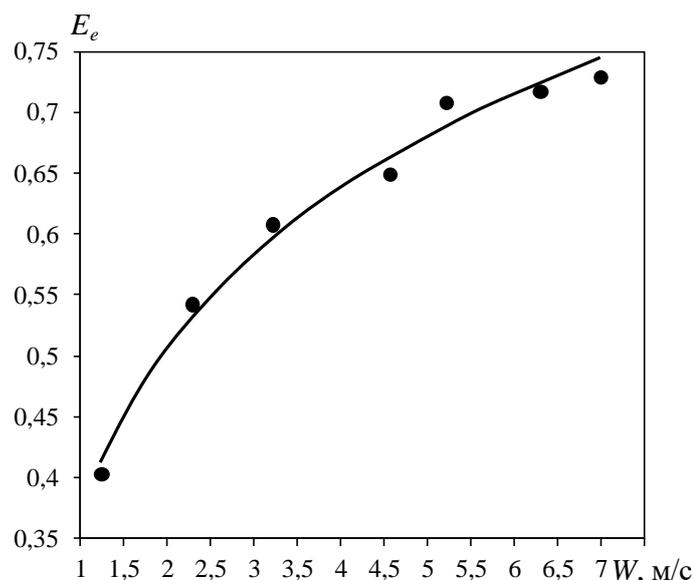


Рисунок 5.13 – Зависимость эффективности улавливания частиц диаметром 5 мкм, определяемой по результатам эксперимента, от скорости потока на входе в блочный мультивихревой сепаратор

Как отмечалось ранее, в разделе 5.2, в случае изготовления блочного мультивихревого сепаратора с задней крышкой (рисунок 5.14), в которой проделаны отверстия соосно образовавшимся внутри канала вихрям.

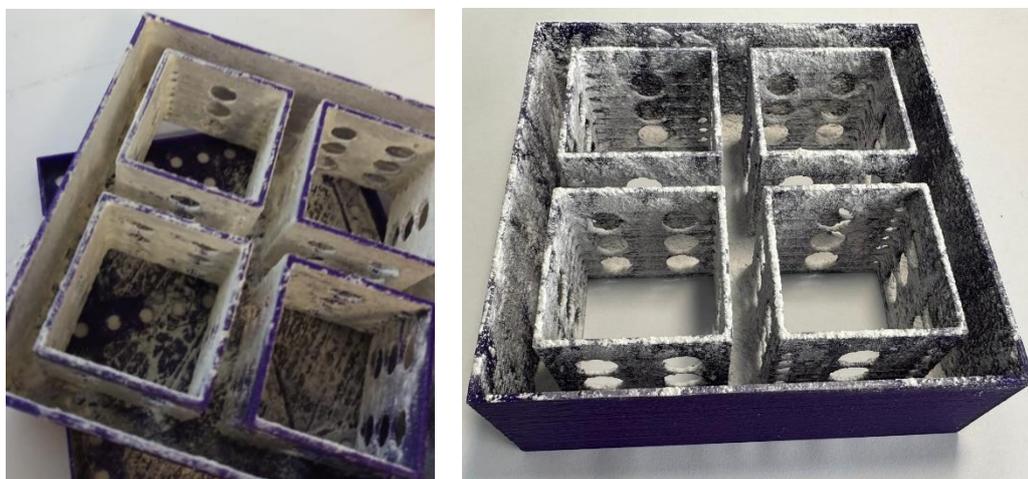


Рисунок 5.14 – Блочный сепаратор с крышкой после эксперимента

Диаметры таких отверстий соответствуют диаметрам вихрей для того, чтобы не возникало проблем с удалением частиц из потока и в тоже время беспрепятственным выходом из устройства потока очищенного. Проведем численные исследования для того, чтобы оценить эффективность улавливания частиц разного диаметра разработанным устройством при разной скорости

загрязненного потока на входе в устройстве, а также разным диаметре выполненных отверстий на задней крышке блочного мультивихревого сепаратора. Во время исследований в поток было введено 10912 частиц, все они были в равном количестве разделены по группам в соответствии с диаметрами частиц от 1 до 20 мкм. Частицы не влияли на параметры потока, в виду малой концентрации по массе, были введены для подсчета эффективности работы устройства и определения траекторий их движения. Дисперсная фаза рассматривается как отдельные частицы и их движение рассчитывается на основе второго закона Ньютона с учетом всех сил, действующих на них, т.е. методом Лагранжа. Массовый расход потока составил 0,09 кг/с при скорости 3 м/с, 0,15 кг/с и 0,3 кг/с при скорости 5 и 10 м/с соответственно. Была исследована конструкция, характеристики которой представлены ранее в разделе 5.2 настоящей работы, крышка соответствовала основным габаритным размерам блочного мультивихревого сепаратора. В крышке было проделано 57 отверстий переменного диаметра от 5 мм до 9 мм с шагом 2 мм. Результаты проделанных вычислений представлены на рисунке 5.15.

В ходе проведенных исследований эффективность сепарации частиц в блочном мультивихревом сепараторе рассчитывалась по формуле

$$E = \frac{n_t}{N - n_s}, \quad (5.9)$$

где n_t – уловленные сепаратором частицы, n_s – взвешенные частицы, находящиеся внутри блочного мультивихревого сепаратора, N – вводимые частицы внутрь блочного мультивихревого сепаратора для исследований.

Взвешенные частицы в воздухе могут иметь диаметр менее 0,005 мкм вплоть до 100 мкм. Более крупные и даже видимые частицы пыли размером до 1000 мкм, как правило, осаждаются очень быстро. Исследуемые частицы находятся в диапазоне 1–20 мкм, но больший интерес представляют только частицы в диапазоне 1–10 мкм, поскольку такие частицы легко увлекаются отводимым потоком и могут быть вынесены из зоны сепарации. Учитывая данный факт, было введено допущение, что все частицы, достигшие стенок устройства, оказываются

уловленными, прилипнув к ним, количеством взвешенных частиц, находящихся внутри каналов пренебрегаем. Поэтому эффективность рассчитывается по следующей формуле:

$$E = 1 - \frac{n}{N}, \quad (5.10)$$

где n – количество частиц на выходе; N – количество частиц на входе.

С увеличением входной скорости загрязненного потока центробежная скорость увеличивается в сепарационном канале устройства, что в свою очередь сказывается на росте эффективности сепарации частиц в блочном мультивихревом сепараторе (рисунок 5.15, 5.16). Так, при скорости 3, 5 и 10 м/с эффективность сепарационного устройства при улавливании частиц диаметром от 2 до 5 мкм составляет в среднем 72,8, 78,8 и 86 % соответственно при исполнении крышки с отверстиями 5 мм (рисунок 5.16).

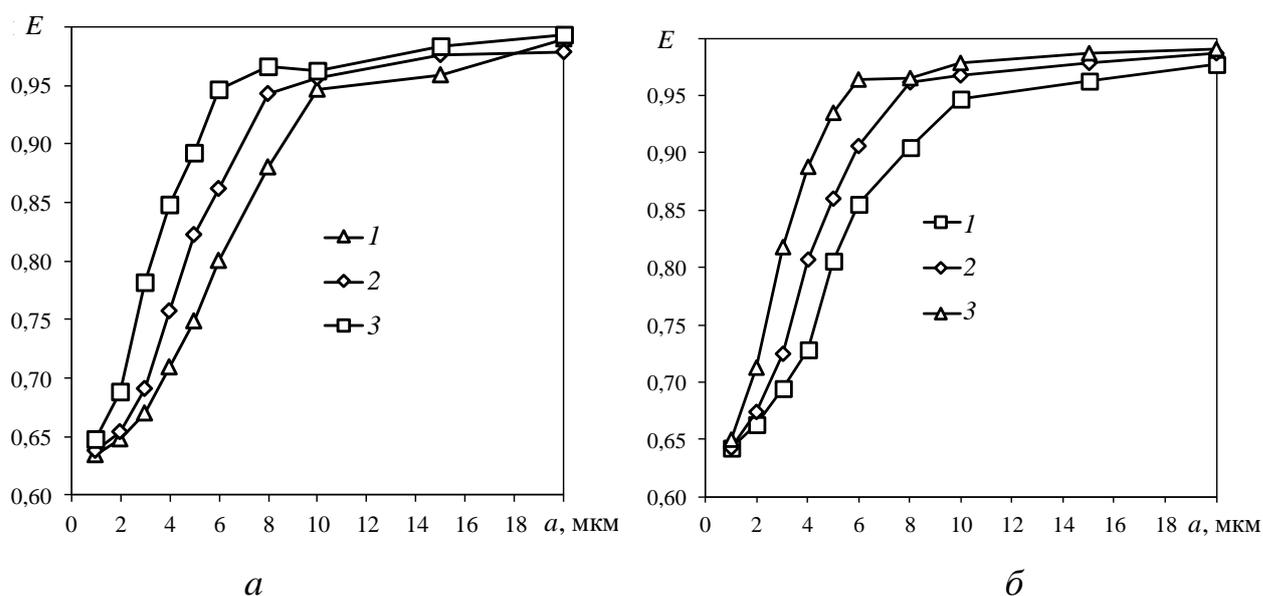


Рисунок 5.15 – Зависимость эффективности улавливания частиц разного диаметра при использовании задней крышки на блочном мультивихревом сепараторе с диаметром отверстий a – 9 мм, $б$ – 7 мм, W_{bx} , м/с: 1 – 3; 2 – 5; 3 – 10

Для крышки с отверстиями 7 мм средние значения эффективности при улавливании частиц диаметром от 2 до 5 мкм составляют 72,3% при входной скорости 3 м/с, 76,6% для скорости 5 м/с и 83,8% при входной скорости 10 м/с соответственно (рисунок 5.15, б). Для крышки с отверстиями 9 мм средние

значения эффективности при улавливании частиц диаметром от 2 до 5 мкм составляют 69,4% при входной скорости 3 м/с, 73,1% для скорости 5 м/с и 80,3% при входной скорости 10 м/с соответственно (рисунок 5.15, а).

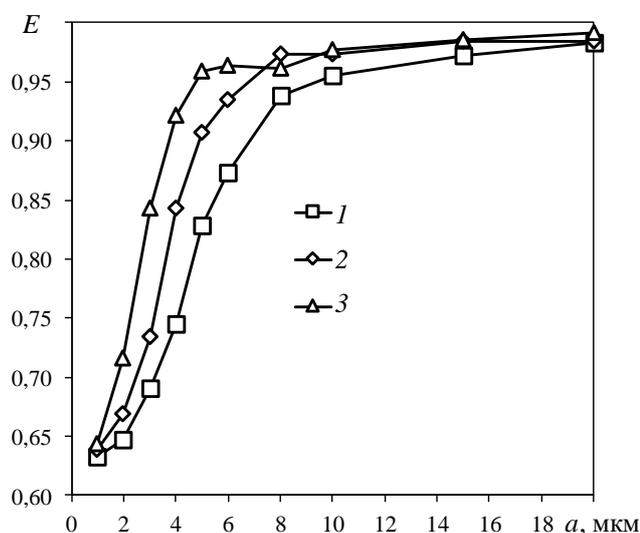


Рисунок 5.16 – Зависимость эффективности улавливания частиц разного диаметра при использовании задней крышки с отверстиями диаметром 5 мм на блочном мультивихревом сепараторе, W_{bx} , м/с: 1 – 3; 2 – 5; 3 – 10

При диаметре отверстий в задней крышке 5 мм наблюдаются более высокие значения эффективности улавливания частиц блочным мультивихревым сепаратором на всем исследуемом диапазоне скоростей потока, а также диаметров частиц. Это вызвано тем, что большее количество уловленных частиц не может покинуть сепарационный канал блочного мультивихревого устройства отходящими газами (рисунок 5.16).

Эффективность улавливания растет с увеличением числа Стокса, приближаясь к некому постоянному значению (рисунок 5.17). Модифицированное число Стокса для полученной зависимости определялось по следующему выражению:

$$\text{Stk} = \frac{\rho_a a^2 W_{bx}}{\mu d_v}, \quad (5.11)$$

где $\rho_a = 2862 \text{ кг/м}^3$ – плотность частиц; a – диаметр частиц, м; W_{bx} – скорость газа в отверстиях, м/с; μ – динамическая вязкость газа, Па·с; $d_v = 0,020 \text{ м}$ – расстояние между сепарационными элементами.

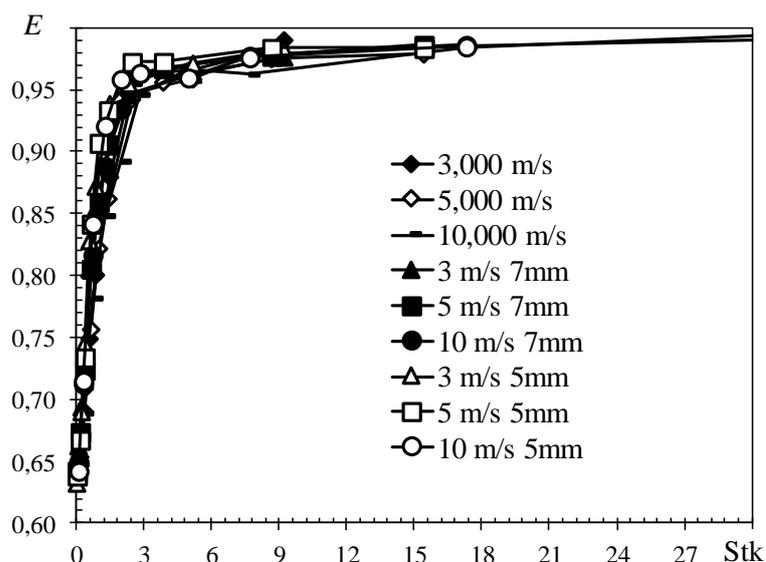


Рисунок 5.17 – Зависимость эффективности улавливания частиц блочным мультивихревым сепаратором при использовании задней крышки с отверстиями разного диаметра от числа Стокса и входной скорости потока

Проведем более уточненные расчеты при малых скоростях воздушного потока, так эффективность улавливания частиц изменяется от 0,66 до 0,69 при диаметре частиц от 1 до 6 мкм (рисунок 5.18).

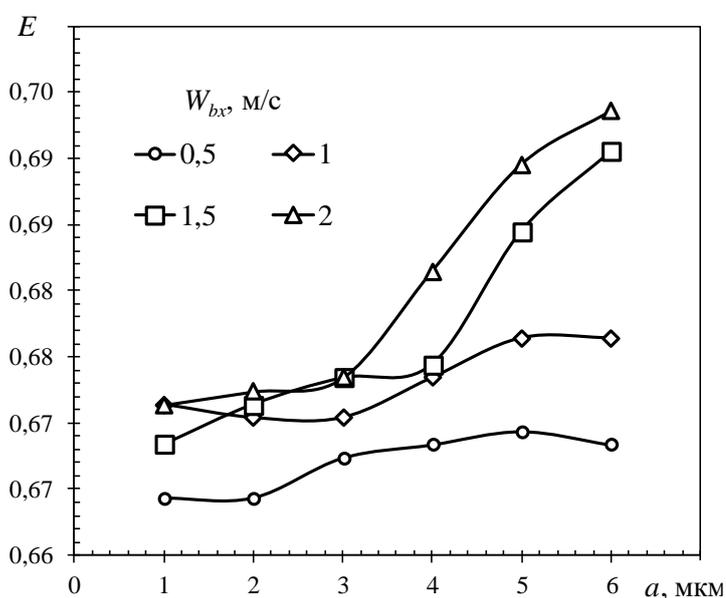


Рисунок 5.18 – Изменение эффективности улавливания частиц от диаметра частиц при размере $d_v = 20$ мм, скорость воздуха W_{bx} , м/с: 1 – 0,5, 2 – 1, 3 – 1,5, 4 – 2

Также стоит оценить изменение расстояния между блоками, а, следовательно, ширины сепарационного канала в 2 раза. Для этого путем

численных расчетов изменим конструкцию, уменьшим все геометрические размеры в 2 раза. За оригинальную конструкцию в масштабе 1:1 принимаем размеры сепаратора – диаметр отверстий 8 и 20 мм, высота, ширина и длина труб квадратного сечения составляют 80 мм, расстояние между сепарационными элементами 20 мм.

При уменьшении всех геометрических размеров в 2 раза эффективность улавливания частиц размером 4 мкм уменьшается незначительно, а эффективность улавливания частиц большего диаметра увеличивается. Вероятнее всего это связано с более коротким путем достижения стенок сепарационных устройств (рисунок 5.19).

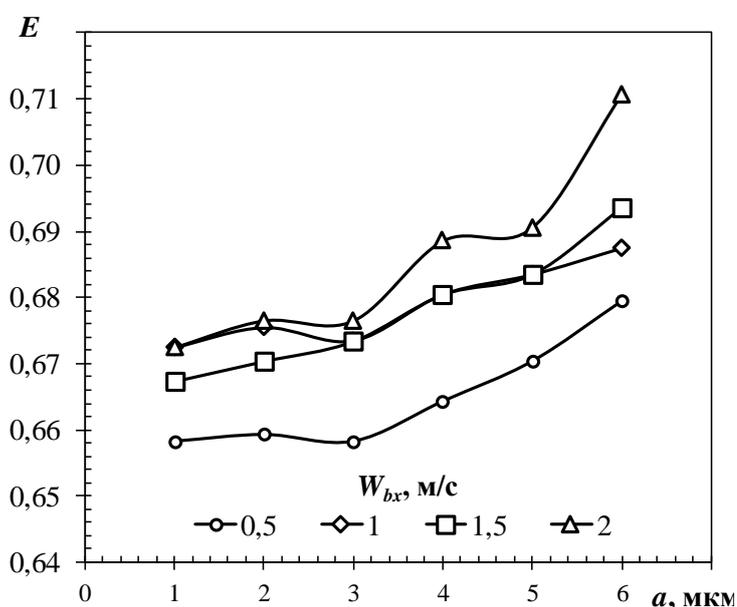


Рисунок 5.19 – Изменение эффективности улавливания частиц от диаметра частиц при размере $d_v = 10$ мм, скорость воздуха W_{in} , м/с: 1 – 0,5, 2 – 1, 3 – 1,5, 4 – 2

Результаты исследований показали, что ширина сепарационных элементов не влияет на предельное значение массы слоя частиц. При уменьшении всех геометрических размеров в 2 раза эффективность улавливания частиц размером 3 мкм и более увеличивается, поскольку путь достижения выбившейся из потока частицы до стенки сепарационных устройств уменьшился за счет уменьшения размера обтекаемого пространства [267]. Для оценки текущего состояния блочного мультивихревого сепарационного устройства необходимо производить контроль скорости потока в вентканале.

В результате численных исследований влияния изменения масштаба блочного мультивихревого сепаратора на эффективность улавливания мелкодисперсных частиц из газового потока при входной скорости 1,5 м/с наблюдается, что уменьшение геометрических размеров устройства приводит к росту эффективности. Так, для частиц размером менее 2 мкм повышение эффективности происходит на 2 %, а для частиц размером 5 мкм эффективность увеличивается с 42 до 48 % (рисунок 5.20). Максимальная эффективность улавливания наблюдается при масштабе 1:2 на всем диапазоне частиц от 0,5 до 5 мкм.

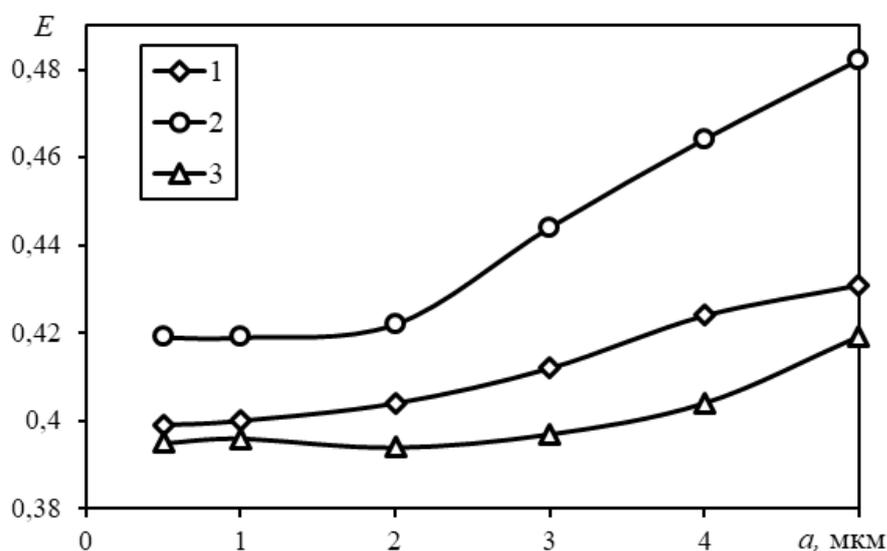


Рисунок 5.20 – Зависимость эффективности улавливания мелкодисперсных частиц при $W = 1,5$ м/с от масштаба мультивихревого сепарационного устройства:

1 – 1:1, 2 – 1:2, 3 – 2:1

Для сравнения результатов эффективности улавливания, полученной в ходе физического (рисунок 5.13) и численного экспериментов (рисунок 5.21, линия 1) обратимся к графическим зависимостям, по которым видно согласование полученных данных. Численное моделирование довольно точно повторяет результаты физического эксперимента в качественном отношении.

Дисперсные частицы оказывают большое влияние на кинетическую энергию и характер течения потока. Определение соотношения между кинетической энергией взвешенных частиц и энергией их взаимодействия с газом производилось

по числу Стокса Stk . Для оценки достоверности данных получено среднеквадратическое отклонение: 0,00416248 – линейная регрессия; 0,0045066 – логарифмическая регрессия; 0,00653954 – степенная регрессия. Как видим по рисунку 5.21, одна из них имеет минимальное отклонение. Следовательно, прогнозные значения, вычисленные на основе линейной регрессионной модели, наиболее близки. Поэтому уравнение линии аппроксимации выбрали $E = 0,74 - 0,077\exp(-0,69Stk)$, таким образом, чтобы оно было наиболее близко к ней. Эта зависимость позволит подобрать конструктивные размеры устройства для достижения требуемой эффективности сепарации частиц (рисунок 5.21).

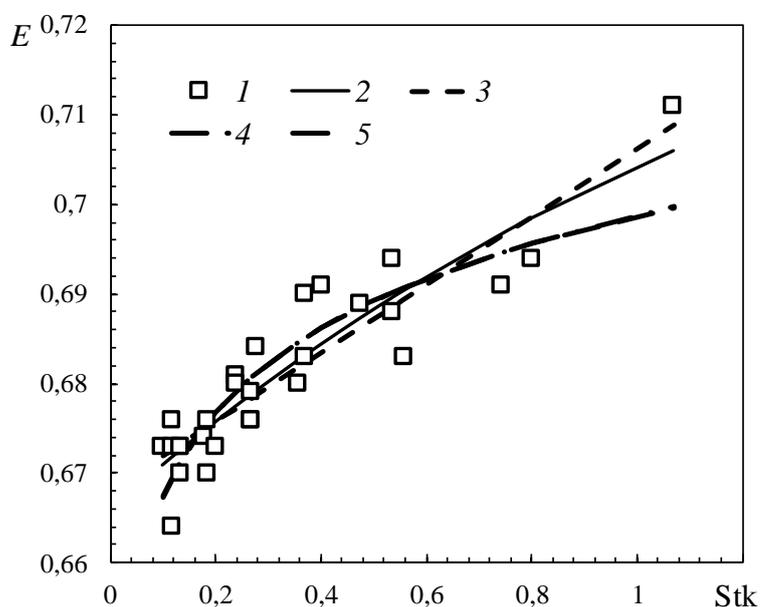


Рисунок 5.21 – Изменение эффективности улавливания частиц от чисел Стокса:

1 – данные численного моделирования; 2 – аппроксимация

$E = 0,74 - 0,077\exp(-0,69Stk)$; 3 – прогнозные значения, вычисленные на основе

линейной регрессионной модели; 4 – прогнозные значения, вычисленные на

основе логарифмической регрессионной модели; 5 – прогнозные значения,

вычисленные на основе степенной регрессионной модели

Максимальная эффективность очистки загрязненного потока от мелкодисперсных частиц сепарационного устройства достигается при значениях чисел Стокса более 0,7 [268].

Сравнение блочного мультивихревого сепаратора с аналогами проводилось по следующим параметрам: эффективность сепарации частиц из запыленной среды E , критерий Фруда Fr и критерий Эйлера Eu . Эффективность оценивалась, исходя из допущения, что все частицы N , проходящие через верхнее выпускное отверстие циклона или через входное сечение блоков мультивихревого сепаратора, считаются собранными частицами, а вырвавшиеся частицы n – это те, которые проходят через верхнее выпускное отверстие циклона или же на выходе из блочного сепаратора. Часть частиц находилась во взвешенном состоянии внутри циклона и рециркулировала возле верхней стенки цилиндрической части или находилась во взвешенном состоянии внутри сепарационного канала внутри блока. Поэтому также эффективность рассчитывается по формуле (5.10).

В качестве эффективности центробежного разделения неоднородных систем был выбран критерий Фруда Fr , который равен отношению центробежной силы и силы тяжести:

$$Fr = \frac{W^2}{gL}, \quad (5.12)$$

где L – характерный размер области, в которой рассматривается течение газа, м.

Необходимо отметить, что при расчете числа Фруда Fr для циклонных сепараторов под скоростью w принималась скорость на входе в аппараты, под характерным размером L принимался радиус цилиндрической части $R = D/2$, где D – диаметр цилиндрической части циклона, м. Для мультивихревого сепаратора под скоростью w принималась скорость в круглых отверстиях. Стоит отметить, что теоретическим (по средствам уравнения сплошности среды) и экспериментальным путями было установлено, что скорость в круглых отверстиях и на входе в мультивихревой сепаратор отличается в диапазоне $\pm 10\%$ для данной конструкции. Под характерным размером L принимался радиус одного завихрения в сепарационных каналах устройства $R_v = D_{vb}/2$, где D_{vb} – диаметр большого круглого отверстия в стенках блока.

В качестве критерия гидравлического сопротивления рассчитывался критерий Эйлера Eu (коэффициент давления), характеризующий соотношение сил давления и сил инерции в подобных потоках:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho W^2}. \quad (5.13)$$

Стоит отметить, что значение скорости потока w при расчете критерия Эйлера Eu (2.34) для различных аппаратов принималось также, как и в вышеперечисленных случаях при расчете критерия Фруда Fr (2.33).

В качестве аналогов рассматривались циклонные сепараторы, а именно следующие их модели: СК-ЦН-24, ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24, УЦ-38-250, УЦ-38-500, УЦ-38-750, УЦ-38-850 и СЦН-40. Технические характеристики и некоторые расчетные параметры для их сравнения с данными по мультивихревому сепаратору были взяты из открытых источников: фракционная эффективность от размера частиц для СК-ЦН-24, ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24 [269], значения критериев Фруда Fr и Эйлера Eu для циклонов УЦ-38-250, УЦ-38-500, УЦ-38-750, УЦ - 38 – 850 [270], расчетные параметры для определения Фруда Fr и Эйлера Eu для циклона СЦН-40 [271] и циклона ЦН-11-400 [272].

Результаты сравнительных данных мультивихревого сепаратора и циклонов различных модификаций демонстрируются на рисунке 5.22 и в таблице 5.3. В ходе исследований установлено, что фракционная эффективность сепарации твердых частиц размером от 1 до 80 мкм из газового потока у мультивихревого сепаратора выше, чем у циклонных сепараторов: СК-ЦН-24, ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24 (рисунок 5.22). Анализ эффективности центробежного разделения частиц от газа по критерию Фруда Fr аналогично показал, что мультивихревой сепаратор предпочтительнее циклонов УЦ-38-250, УЦ-38-500, УЦ-38-750, УЦ - 38 – 850, СЦН-40 и ЦН-11-400 (таблица 5.3). При этом критерий гидравлического сопротивления - критерий Эйлера Eu , позволил установить, что использование мультивихревого сепаратора осуществляется с меньшими энергетическими затратами относительно циклонов модификаций УЦ, СЦН - 40 и ЦН-11-400 (таблица 5.3). Более высокую фракционную эффективность мультивихревого

сепаратора относительно циклонных сепараторов наглядным образом объясняют расчетные значения критерия Фруда Fr (таблица 5.3), по которым видно, что у мультивихревого сепаратора значения Fr в 5,1-42,6 раза выше относительно аналогов. Стоит отметить, что такие высокие значения Fr мультивихревого сепаратора достигаются при более низких скоростях (6,38-12,76 м/с) относительно скоростей газового потока для циклонов: диапазоны скоростей начинаются от 9,96 м/с и заканчиваются 24 м/с.

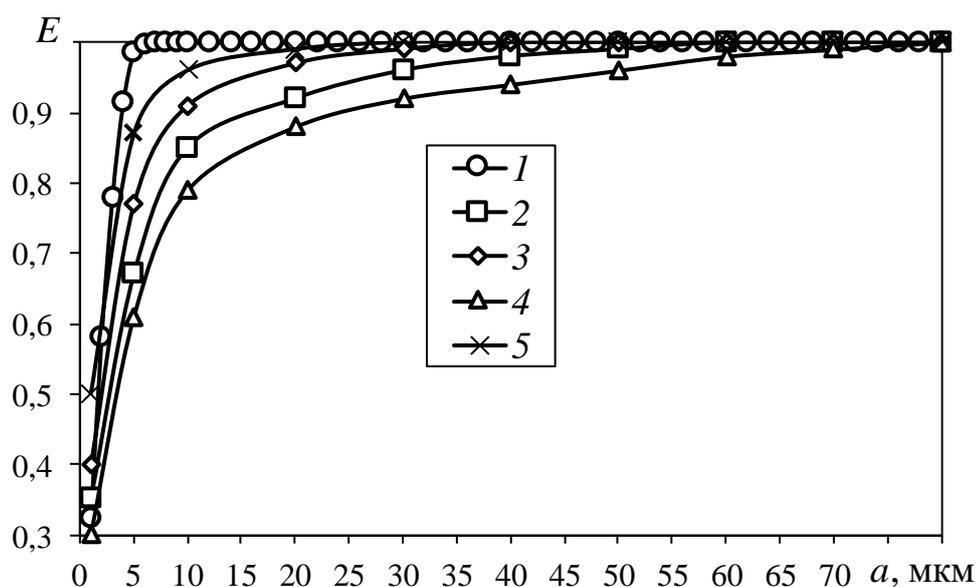


Рисунок 5.22 – Эффективность улавливания частиц разного диаметра для аппарата: 1 – мультивихревой сепаратор; 2 – ЦН – 11; 3 – ЦН – 15; 4 – ЦН – 24; 5 – СК – ЦН – 24

В свою очередь, анализ расчетной формулы критерия Фруда Fr (5.12) показывает, что для его увеличения необходимо увеличение скорости и/или уменьшение радиуса. Очевидно, что увеличение скорости в большей степени влияет на увеличение числа Фруда Fr , нежели уменьшение радиуса. Сопоставляя расчетные данные – скорость и диаметр для различных аппаратов (таблица 5.3), подтверждается ранее высказанная теория относительно оригинальности конструкции мультивихревого сепаратора, позволяющая создавать завихрения малого радиуса, тем самым при невысоких скоростях достигать высокие значения критерия Фруда Fr и, соответственно, фракционной эффективности E . Простота конструкции и отсутствие трения вихрей об стенки сепаратора с 2 из 4 своих сторон

позволяют достичь меньшего значения критерия Эйлера E_u для него относительно циклонов. Необходимо отметить, что мультивихревой сепаратор уступает по E_u только циклону УЦ – 38 - 250 диаметром корпуса 250 мм на 0,1, что входит в погрешность расчетов. По мере увеличения числа Эйлера мощность, необходимая циклонному сепаратору, увеличивается, поскольку он должен преодолевать больший перепад давления.

Расчетная фракционная эффективность близкая к 100% мультивихревого сепаратора, ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24 и СК-ЦН-24 соответствует при размере частиц 6, 40, 30, 70 и 20 мкм соответственно. При этом эффективность мультивихревого сепаратора, ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24 и СК-ЦН-24 в среднем составляет 76,3, 83,1, 81,8, 80,8 и 78,8 для диапазона размеров частиц 1-6, 1-4, 1-9, 1-5 и 1-6 мкм соответственно. Как видно, эффективность для частиц размером менее 6 мкм у некоторых модификаций циклонов незначительно выше относительно мультивихревого сепаратора. Однако, повысить эффективность в случае мультивихревого сепаратора достаточно просто – увеличить высоту сепарационной зоны z , т.е. вытянуть сепаратор, и на гидравлическое сопротивление это существенно не повлияет.

Таблица 5.3 – Сравнение критериев подобия циклонов различных модификаций и мультивихревого сепаратора [273]

Модель аппарата	Размер, мм	w , м/с	Критерий Fr	Критерий E_u
УЦ-38-250	$R = 125$ мм	9-12	80-133	2,5
УЦ-38-500	$R = 250$ мм	10-12	41-64	5
УЦ-38-750	$R = 375$ мм	9-12	27-42	7,5
УЦ-38-850	$R = 425$ мм	10-12	24-38	8,5
СЦН-40	$R = 200$ мм	16-24	132-293	3,05
ЦН-11-400	$R = 200$ мм	13-18	92-172	3,57
Мультивихревой сепаратор	$R_v = 6$	6-12	691-2766	2,6

Среди рассмотренных модификаций циклонов УЦ, СЦН-40 и ЦН-11-400 критерий Fg варьировался от 24,32 до 293,5, критерий Eu изменялся от 2,5 до 8,5 при скорости газового потока от 9,96 до 24 м/с. При этом для мультивихревого сепаратора критерий Fg изменялся от 691,6 до 2766,6, критерий Eu соответствовал 2,6 при скорости газового потока от 6,38 до 12,76 м/с (таблица 5.3).

5.4. Выводы по главе 5

1. Разработанные конструктивные варианты блочного сепаратора с задней крышкой и без нее отличаются по показателям эффективности работы и гидравлическому сопротивлению. Усложнение конструкции путем установки задней крышки приводит к увеличению гидравлического сопротивления и, повышению эффективности, вследствие формирования более устойчивой вихревой структуры.

2. Гидравлическое сопротивление блочного сепаратора зависит как от конструктивных особенностей устройства, так и от устойчивости вихревой структуры. При отсутствии задней крышки гидравлическое сопротивление существенно меньше, чем при варианте, когда задняя крышка установлена на сепаратор, разница составила в среднем в 9-30 раз при скорости воздуха на входе в устройство от 1,4 до 4,9 м/с.

3. Получены зависимости потери давления в блочном сепараторе от входной скорости воздуха для разных вариантов компоновки устройства. Получено, что гидравлическое сопротивление блочного мультивихревого сепаратора с открытыми сепарационными каналами Δp_{op} составляет 14 до 204 Па при скорости воздуха на входе в устройство от 1,4 до 7,7 м/с и подчиняется зависимости $\Delta p_{op} = 2,6W^2$. При компоновке блочного сепаратора крышкой гидравлическое сопротивление составляет от 42 до 1833 Па при скорости воздуха на входе в устройство от 0,8 до 4,9 м/с и подчиняется зависимости $\Delta p_{cl} = 69,3W^2$. Определены оптимальные параметры для очистки газов от аэрозолей и липких частиц.

4. Проведен анализ размеров отверстий в задней крышке блочного сепаратора на эффективность работы, при диаметре отверстий в задней крышке 5 мм наблюдаются более высокие значения эффективности улавливания частиц блочным сепаратором на всем исследуемом диапазоне скоростей потока, а также диаметров частиц.

5. Наименьшая неопределенность между результатами численного и физического экспериментов была получена при модели турбулентности $k-\omega$ SST, которая составила не более 10,2%.

6. Максимальная эффективность очистки загрязненного потока от мелкодисперсных частиц сепарационного устройства достигается при значениях чисел Стокса более 0,7. Получена эффективность процесса очистки от числа Стокса $E = 0,74 - 0,077 \exp(-0,69 \text{Stk})$.

7. В результате сравнения блочного сепаратора с циклона по критериям Fr и Eu , установлено, что отсутствие трения вихрей о стенки сепаратора с 2 из 4 своих сторон позволяют достичь меньшего значения критерия Эйлера $Eu = 2,6$ для него относительно циклонов. Завихрения малого радиуса, возникающие внутри сепарационной зоны блочного сепаратора, при невысоких скоростях позволяет достигать высокие значения критерия Фруда $Fr = 691-2766$ при скорости газового потока от 6,38 до 12,76 м/с.

8. Теоретически и экспериментально подтверждена высокая эффективность процесса очистки газов от аэрозолей и липких частиц в блочных мультивихревых сепараторах.

9. Результаты исследований показали, что ширина сепарационных элементов не влияет на предельное значение массы слоя частиц. При уменьшении всех геометрических размеров в 2 раза эффективность улавливания частиц размером 3 мкм и более увеличивается, поскольку путь достижения выбившейся из потока частицы до стенки сепарационных устройств уменьшился за счет уменьшения размера обтекаемого пространства при этом потери давления в данном устройстве составляют не более 60 Па.

ГЛАВА 6. СОЗДАНИЕ МЕТОДИК РАСЧЕТА МУЛЬТИВИХРЕВЫХ АППАРАТОВ

6.1. Инженерная методика расчета мультिवихревого классификатора

Для удобства изготовления мультिवихревого классификатора отверстия во внутренней трубе были заменены на щели прямоугольной формы. Конструкция сепаратора предусматривает [274] исполнения патрубка вывода очищенного газа в верхней части корпуса, а сечение для прохода газа на всем пути преодоления сопротивлений остается неизменным, обеспечивая тем самым равнопроточность потоку газа (рисунок 6.1).

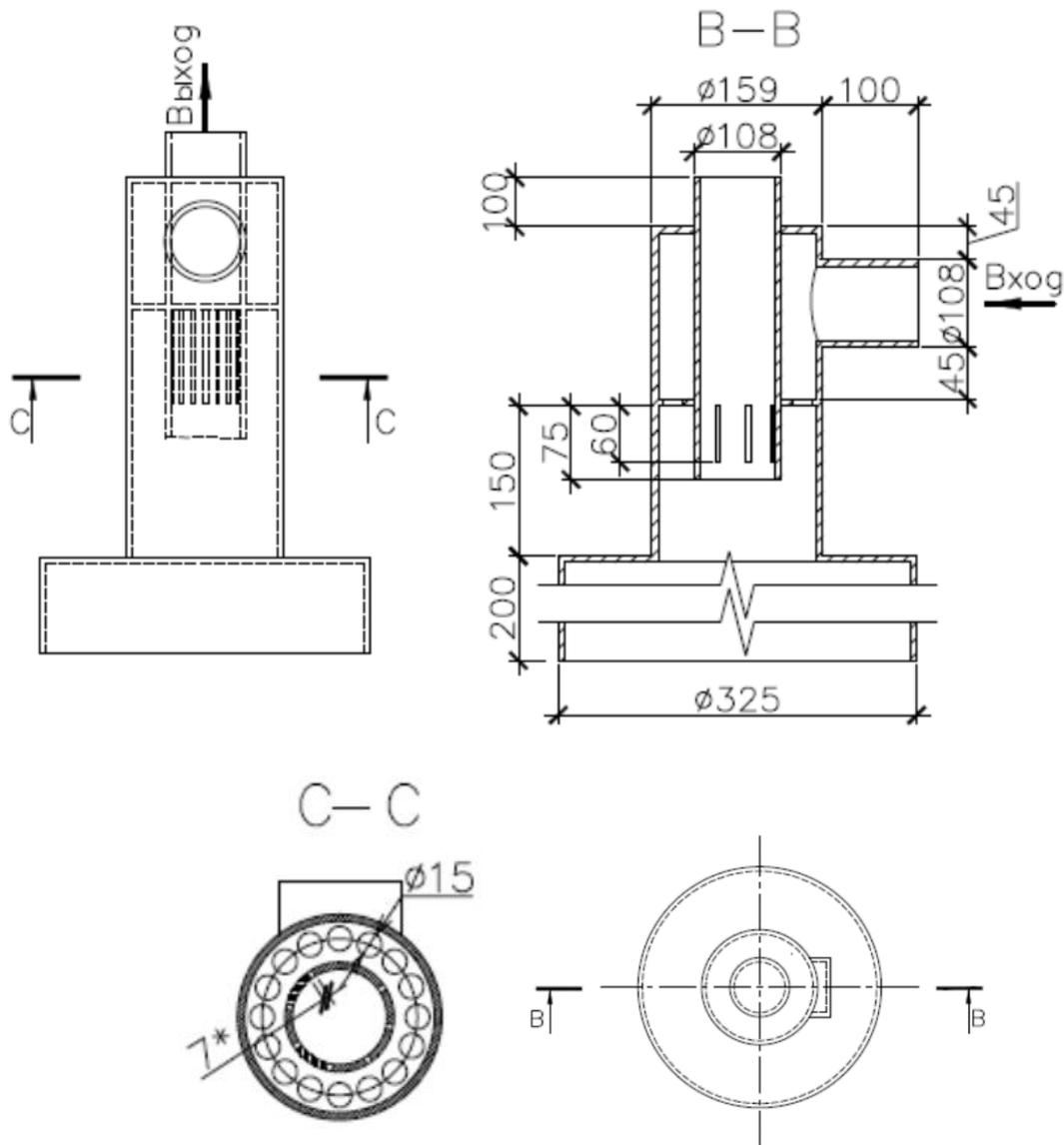


Рисунок 6.1 – Конструктивные размеры мультिवихревого классификатора

Агломерация твердых частиц происходит под действием силы Ван-дер-Ваальса, электростатических сил и жидкостных мостиков. При столкновении и деформации частиц энергия рассеивается. Если рассеиваемая энергия превышает кинетическую энергию удара, то для частицы доступной энергии не остается. Критическая скорость удара, являющаяся критерием отскока или столкновения [189]

$$W_{cr} = \frac{1}{a} \frac{\sqrt{1-e^2}}{e^2} \frac{A_1}{\pi z_0^2 \sqrt{6P_{p1}\rho_a}}, \quad (6.1)$$

где e – коэффициент восстановления, A_1 – константа Гамакера, Дж, z_0 – расстояние контакта, м, P_{p1} – несущая способность частицы, кг/см².

Из-за различной морфологии и формы дисперсных частиц сложно определить гидродинамические силы, действующие на агломераты частиц. Коэффициент лобового сопротивления значительно уменьшается с уменьшением фрактальной размерности.

Затраты на перемещение воздуха в аппарате:

$$N = \Delta p G_v, \quad (6.2)$$

где G_v – объемный расход газа, м³/с. Потери давления можно определить по эмпирической формуле

$$\Delta p = 4,12W^{1,7}, \quad (6.3)$$

скорость воздуха на входе в аппарат во входном патрубке

$$W = \frac{G_v}{S_{in}}, \quad (6.4)$$

где S_{in} – площадь входной трубы сепаратора, м².

Скорость воздуха в прорезях:

$$W_{SL} = W \frac{S_{in}}{S_{SL}}, \quad (6.5)$$

где $S_{SL} = b_s \cdot h_s \cdot n_{sw}/2$ – площадь отверстий во внутренней трубе, м².

Ширина прямоугольной щели во внутренней трубе:

$$b_s = \frac{\pi d_n \alpha}{360^\circ} = 818,46 \Delta p^{-0,9}, \quad (6.6)$$

где α – угол щели относительно центральной точки классификатора в плоскости, на которой они располагается.

Угол щели можно определить по формуле:

$$\alpha = \frac{360^\circ}{n_{sw}}. \quad (6.7)$$

Высота прямоугольной щели во внутренней трубе:

$$h_s = 12856\Delta p^{-1,2}. \quad (6.8)$$

Методика расчета элементов конструкции классификатора основана на условии образования вихрей в межтрубном пространстве [275], имеющих точки контакта с соседними вихрями для дополнительной взаимоподдержки (рисунок 6.2).

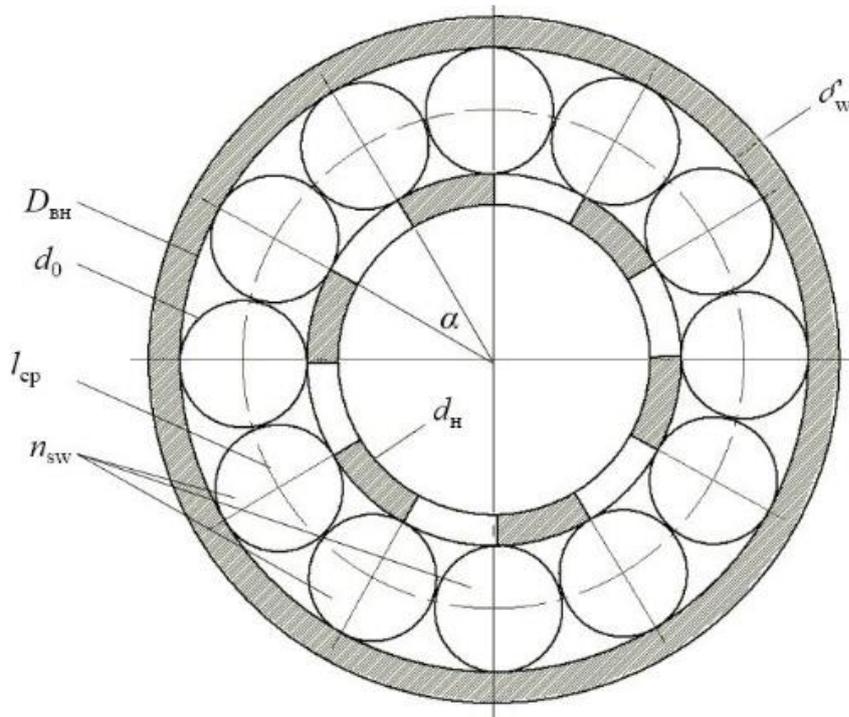


Рисунок 6.2 – Обозначение конструктивных элементов мультивихревого классификатора (поперечный разрез)

Число вихрей n_{sw} в межтрубном пространстве:

$$n_{sw} = \frac{l_{cp}}{d_0}, \quad (6.9)$$

где l_{cp} – длина окружности, на которой располагаются центры вихрей, мм; d_0 – диаметр вихря, мм (рисунок 6.2). Полученное значение округляется в меньшую сторону до целого.

Длина окружности (рисунок 6.2):

$$l_{cp} = \frac{\pi(D_{BH} + d_H)}{2}, \quad (6.10)$$

где D_{BH} – внутренний диаметр внешней трубы, м; d_H – наружный диаметр внутренней трубы, м.

При этом внутренний диаметр внешней трубы мультивихревого классификатора находится по выражению

$$D_{BH} = d_H \frac{1 + \sin\left(\frac{\pi}{n_{sw}}\right)}{1 - \sin\left(\frac{\pi}{n_{sw}}\right)}. \quad (6.11)$$

Диаметр одного вихря:

$$d_0 = \frac{D_{BH} - d_H}{2} \quad (6.12)$$

Число прямоугольных прорезей

$$n_s = \frac{D_{BH} + d_H + 2\delta_w}{2d_0}, \quad (6.13)$$

где δ_w – толщина стенок, м.

Методика расчета ориентирована на то, что можно подобрать диаметры двух цилиндрических труб, а также на каком расстоянии и с каким шагом должны быть проделаны щели во внутренней цилиндрической трубе, чтобы была получена вихревая структура в межцилиндрическом пространстве. Были проведены обширные исследования по вопросам геометрического проектирования мультивихревого классификатора, кроме того, предпринимаются попытки решить проблемы, возникающие при физических испытаниях, использовании вычислительной гидродинамики (CFD), но все еще существуют некоторые трудности [276, 277].

При этом, хотя вычислительные подходы продемонстрировали надежные возможности в моделировании сложных процессов в классификаторе, они остаются трудоемкими. Учитывая вышеизложенные опасения и принимая во внимание, что анализ регулируемых характеристик классификаторов может быть значительно обременительным, крайне важно иметь надежный инструмент для анализа, прогнозирования следующих проектов до моделирования и тестирования прототипов классификаторов удобным способом.

Другими словами, существует очевидная потребность в разработанной методике, которая может предсказать эффективность классификации в различных рабочих условиях эксплуатации мультивихревого классификатора.

С этой целью во всем мире внедряются подходы машинного обучения, которые в настоящее время широко применяются во многих областях промышленности. Идея, лежащая в основе этого интеллекта, заключается в способности запрограммированного на обучение на основе системы входных данных модуля извлекать интересную информацию с участием человека или без него. Главное преимущество этой технологии заключается в экономии затрат и времени при предоставлении тщательного обзора того, что будет храниться в базах данных. Кроме того, эти инструменты просты в реализации и позволяют избежать трудоемких экспериментальных процедур и сложных процессов интерпретации. В настоящее время доступно множество инструментов программного обеспечения для интеллектуального анализа данных с открытым исходным кодом, например, Orange, написанный на языке Python [278].

В настоящем исследовании была разработана модель для прогнозирования параметров работы мультивихревого классификатора с использованием методов машинного обучения и анализа данных в программе Orange Data Mining. Это позволило оптимизировать процесс классификации частиц и повысить точность работы устройства за счет точного предсказания ключевых характеристик его функционирования.

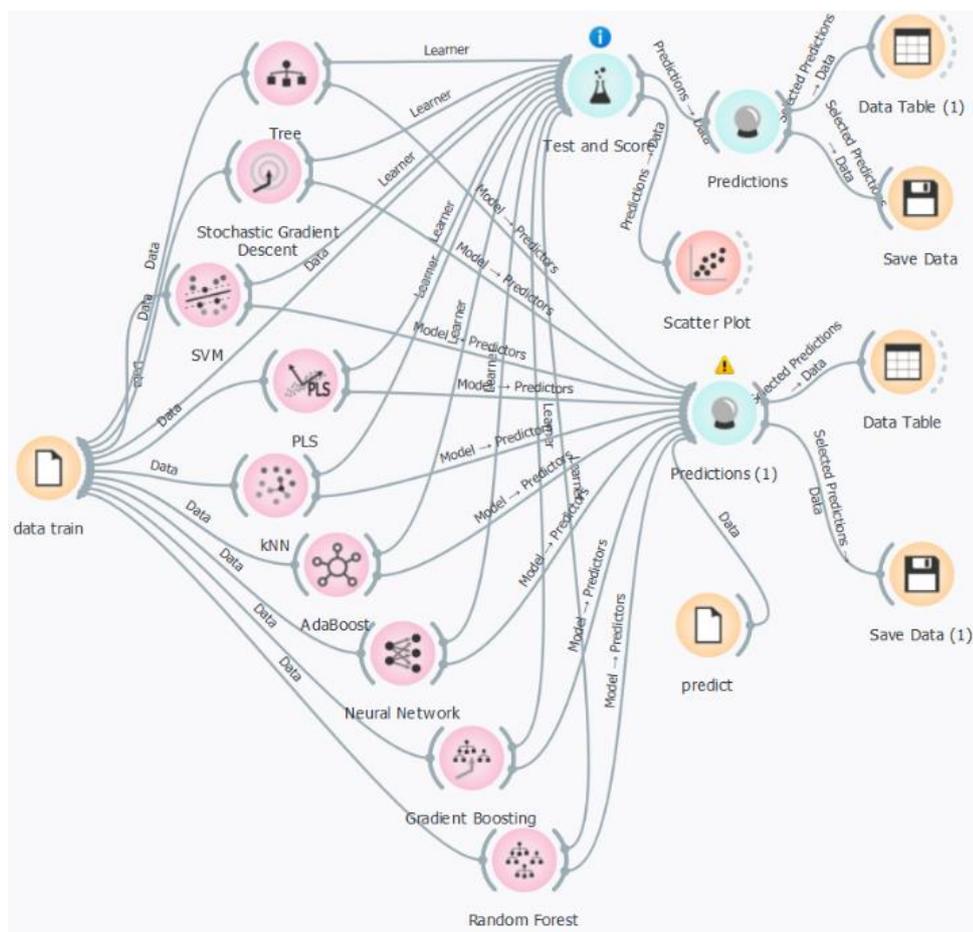


Рисунок 6.3 – Поток обработки данных (workflow) в программе Orange Data Mining 3.37.0, созданный для предиктивного анализа мультивихревого классификатора

Основными разделами программы являются управление данными и предварительная обработка, классификация, регрессия, ассоциация, ансамбли, кластеризация, оценка и прогнозирование. Этот инструмент имеет графический интерфейс пользователя (визуальное программирование). Графический интерфейс пользователя состоит из виджетов. Эти виджеты взаимодействуют через каналы, а определенный набор связанных виджетов называется схемой (рисунок 6.3).

Результаты численного моделирования в Ansys Fluent получены для мультивихревого классификатора диаметром 95 мм, высотой 190 мм, межтрубное пространство образовано трубой диаметром 65,6 мм и высотой 160 мм, толщина внешней и внутренней трубы равны 5 и 2,5 мм соответственно. Диаметр основания конического патрубка 8 мм, диаметр круглых отверстий в стабилизаторе 8 мм (всего 20 шт.). Высота конического патрубка 22 мм; количество прямоугольных

проходов 10 шт. размером 60×3,5 мм. При моделировании на дне устройства задавалось условие прилипания частиц силикагеля плотностью 1075 кг/м³. Среда (воздух) считалась сжимаемой. На входе задавалась скорость, на выходе – атмосферное давление. В расчетах использовалась модель турбулентности k-w SST.

Загружался набор данных, полученных в результате численного моделирования, именно он формирует дальнейшие обучающие данные («data train»), далее проводилось сравнительное исследование между алгоритмами классификации, такими как, случайный лес Random Forest, метод k-ближайших соседей (kNN), дерево решений Decision Tree, Gradient Boosting, метод опорных векторов SVM, метод стохастического градиентного спуска SGD, Neural Network нейронная сеть, метод регрессионного анализа PLS, композиция алгоритмов обучения AdaBoost с использованием Orange, предварительно настроив их параметры. Алгоритм классификации данных – это процедура выбора гипотезы из набора альтернатив, которая наилучшим образом соответствует набору данных. Процесс классификации данных состоит из двух этапов: 1) построение модели классификатора путем изучения обучающего набора и связанных с ним меток классов, 2) использование классификатора для классификации [279]. При этом, необходимо создавать два файла, один из которых для обучения, а второй для прогноза. Файлы создаются под каждую задачу, в которых не должно быть ничего лишнего, только столбцы с названиями параметров и самими параметрами, далее к этим файлам прописывается путь. Зная конструкцию, мы можем наработать часть данных с помощью численных исследований или экспериментальных, все остальные данные для инженеров можно спрогнозировать под любой диаметр частиц.

Для анализа использовались следующие модели с параметрами [280, 281]:

Random Forest – это метод ансамблевого обучения, основанный на бинарных деревьях решений. В данном случае, минимальное количество экземпляров в каждом листе дерева равно 2, а максимальная глубина дерева ограничена 5 уровнями. Обучение прекращается, когда достигается 95% большинства.

k-Nearest Neighbors (kNN) или метод k-ближайших соседей – это непараметрический метод классификации и регрессии, который использует ближайших соседей для предсказания. В данном случае, используется 3 соседа и Евклидова метрика для определения расстояния между объектами. Веса присваиваются на основе кратчайшего расстояния. kNN не делает строгих предположений о распределении базовых данных, поэтому алгоритм очень гибкий. Однако kNN имеет высокую вычислительную сложность, особенно для больших наборов данных, поскольку требует вычисления расстояния между каждой парой данных.

Дерево принятия решений Decision Tree – это метод обучения с учителем, который использует бинарные деревья для принятия решений. В данном случае, используется 25 нейронов с функцией активации выпрямленный линейный блок ReLU. Обучение осуществляется с помощью решателя L-BFGS-B с максимальным количеством итераций 200 и включенным воспроизводимым обучением.

Gradient Boosting – это метод ансамблевого обучения, который использует градиентный спуск для последовательного добавления слабых моделей (деревьев). В данном случае, используется метод CatBoost с 100 деревьями, скоростью обучения 0.3, регуляризацией lambda 3, глубиной деревьев True и субдискретизацией 1.0.

Метод опорных векторов Support Vector Machine (SVM) – это метод машинного обучения, который используется для задач классификации и регрессии, где находится гиперплоскость, разделяющая классы с максимальным зазором. В данном случае, используется линейное ядро с параметрами: C 1, эpsilon 0.1, регрессия C 1, предел сложности ν 0,1, числовая толерантность 0,001, лимит итераций 100 и гиперпараметр ядра 0,1.

Метод стохастического градиентного спуска Stochastic Gradient Descent (SGD) – это метод оптимизации, который используется для обучения перцептронов и нейронных сетей. Параметры границы классов устанавливаются на основе градиента, определяющего направление наиболее быстрого уменьшения суммы ошибок классификации. В данном случае, используется скорость обучения 0,1,

регуляризация Ridge или L2 с силой регуляризации 0,00001, 100 итераций, толерантность 0,001, перемешивание данных после каждой итерации и фиксированное значение случайного перемешивания 0.

Neural Network – это метод машинного обучения, основанный на искусственных нейронных сетях. В данном случае, используется 25 нейронов с активацией ReLU, решателем L-BFGS-B с максимальным количеством итераций 200, включенным воспроизводимым обучением.

Partial Least Squares (PLS) – это метод регрессионного анализа, который используется для уменьшения размерности данных. В данном случае, используется 2 компонента, масштабирование признаков и целей, а также лимит количества итераций 500.

AdaBoost – это метод ансамблевого обучения, который использует слабые модели для создания сильного классификатора. В данном случае, базовым оценщиком является дерево с 50 оценщиками, коэффициентом обучения 1.0 и методом бустинга SAMME.R. Алгоритм классификации – линейный, с фиксацией случайных чисел на значении 42.

Здесь тестовые данные используются для оценки точности правил классификации. В задаче классификации необходимо не только определить принадлежность объекта классу по набору атрибутов, но и оценить вероятность такой классификации. Показатель точности, который представляет собой процент правильно классифицированных экземпляров, используется для оценки эффективности алгоритма классификации.

Большое количество алгоритмов классификации позволяет сравнивать их применение и выбирать наиболее подходящий алгоритм для решения задачи по предложенному набору данных с помощью виджета «Test and Score» (таблица 6.1). Входом для него служат данные для обучения и тестирования алгоритмов и сами алгоритмы. Выходом являются оценки характеристик алгоритмов.

В этом же виджете «Test and Score» также отображаются результаты методов оценки, где результаты сравнения двух моделей прогнозирования эффективности классификации показаны со значением MSE, RMSE, MAE, MAPE и R^2 .

Таблица 6.1 – Параметры и результаты виджета «Test and Score»

Алгоритм классификации	MSE	RMSE	MAE	MAPE	R ²
Neural Network	0,001	0,033	0,022	0,107	0,988
SVM	0,002	0,045	0,035	0,181	0,977
Gradient Boosting	0,002	0,045	0,030	0,229	0,977
kNN	0,003	0,055	0,039	0,122	0,965
AdaBoost	0,005	0,069	0,054	0,194	0,945
Random Forest	0,005	0,074	0,055	0,202	0,938
Tree	0,010	0,098	0,075	0,258	0,891
PLS	0,015	0,124	0,093	0,274	0,824
SGD	0,015	0,124	0,093	0,273	0,823

MSE (среднеквадратическая ошибка) является ключевой метрикой для оценки качества моделей машинного обучения и регрессии. Она вычисляется как среднее значение квадратов разностей между истинными и предсказанными значениями. RMSE (корень среднеквадратической ошибки) представляет собой квадратный корень из MSE и используется для сравнения точности моделей с различными масштабами и единицами измерения. MAE (средняя абсолютная ошибка) измеряет среднюю абсолютную разницу между истинными и предсказанными значениями, что позволяет сравнивать модели с разными масштабами и единицами измерения. Меньшее значение MAE указывает на то, что модель более точно предсказывает значение, которое действительно имеет место. MAPE (средняя процентная ошибка, доля MAE) оценивает среднюю процентную разницу между истинными и предсказанными значениями, также учитывая различия в масштабах и единицах измерения. R² (коэффициент детерминации) является метрикой для оценки качества моделей в контексте линейной регрессии и принимает значения от 0 до 1, где 0 указывает на отсутствие корреляции, а 1 – на идеальную корреляцию между истинными и предсказанными значениями.

Точность модели прогнозирования при составлении прогнозов определяется наименьшим значением каждого метода оценки точности данных (таблица 6.1). В ходе исследования были получены результаты, представленные в таблице. Анализ данных позволяет сделать вывод, что наиболее эффективными моделями машинного обучения и регрессии для прогнозирования параметров мультивихревого классификатора являются нейронные сети, метод опорных векторов (SVM) и градиентный бустинг. Модели Tree, PLS и Stochastic Gradient Descent являются менее эффективными. Ошибки должны быть минимальными, а R^2 ближе к единице.

Результаты прогнозирования можно просмотреть с помощью виджета «Predictions» (рисунок 6.4) и графика «Scatter Plot», чтобы увидеть моделирование формы диаграммы разброса.

Instance	E	adient Boost	loost	lural Netwo	etvor	daBoo	lost (kNN	Ч (err	andom Fores	Fores	PLS	й (err	SVM	Ч (err	astic Gradient Des	lient E	Tree	e (err	W, W/c	a, W/c
1	?	0.331471	?	0.359134	?	0.326	?	0.4014...	?	0.386098	?	0.465282	?	0.39399	?	0.467388	?	0.509	?	1.5	56
2	?	0.483545	?	0.506155	?	0.49	?	0.4648...	?	0.565813	?	0.40172	?	0.446871	?	0.403733	?	0.6005	?	7.0	42
3	?	0.944907	?	0.929592	?	0.944	?	0.9060...	?	0.878362	?	0.83428	?	0.840988	?	0.831135	?	0.9045	?	12.0	83
4	?	0.694742	?	0.705504	?	0.704	?	0.704	?	0.770214	?	1.0478	?	0.691989	?	1.04177	?	0.75025	?	17.0	100
5	?	0.118613	?	0.106481	?	0.119	?	0.119	?	0.123166	?	0.274178	?	0.11845	?	0.275056	?	0.0996667	?	25.0	5

Рисунок 6.4 – Прогностические данные, выведенные с помощью виджета Data Table

На рисунках 6.5–6.8 представлен процесс оценки сравнительных результатов протестированной модели прогнозирования эффективности классификации от диаметра частиц при разных скоростях потока на входе в мультивихревой классификатор W с помощью виджета диаграммы рассеяния «Scatter Plot», где можно выделить выбросы – точки данных, которые значительно отличаются от других наблюдений. Скорость потока может значительно влиять на эффективность классификации (рисунок 6.5–6.8). При высокой скорости потока турбулентность может увеличиваться, что может затруднить точное разделение частиц по размерам. С другой стороны, оптимальная скорость потока может способствовать более четкому разделению частиц, улучшая эффективность классификации. Чем линейнее данные, тем лучше прогноз [282].

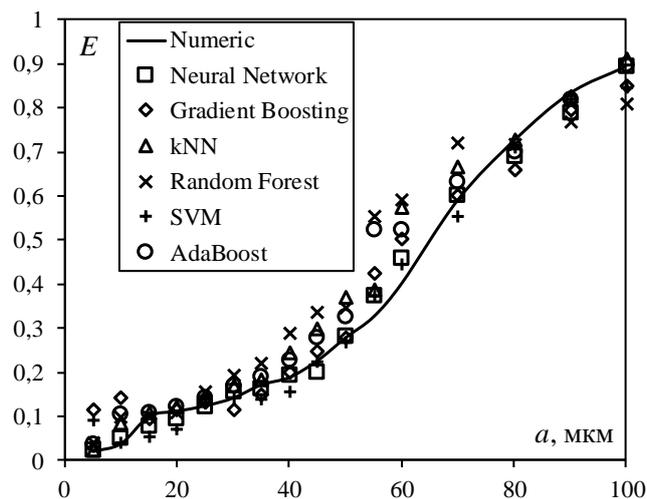


Рисунок 6.5 – Зависимость эффективности работы мультивихревого классификатора от диаметра частиц, $W = 1,5$ м/с, линия – численное исследование, точки – результаты на основе моделей машинного обучения

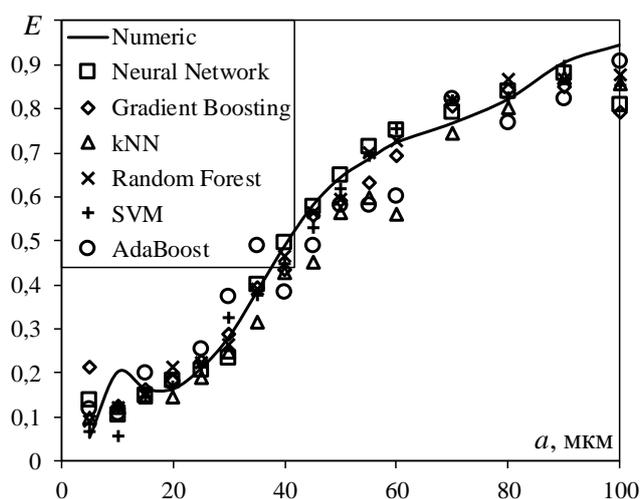


Рисунок 6.6 – Зависимость эффективности работы мультивихревого классификатора от диаметра частиц, $W = 8$ м/с, линия – численное исследование, точки – результаты на основе моделей машинного обучения

Нейронные сети Neural Network способны выявлять сложные зависимости в данных и могут быть более устойчивыми к изменениям в диаметре частиц. Однако, для их обучения требуется больше данных и вычислительных ресурсов. Оптимальная калибровка параметров метода может привести к значительной точности модели, поэтому необходим систематический анализ, чтобы увидеть влияние этих параметров на производительность.

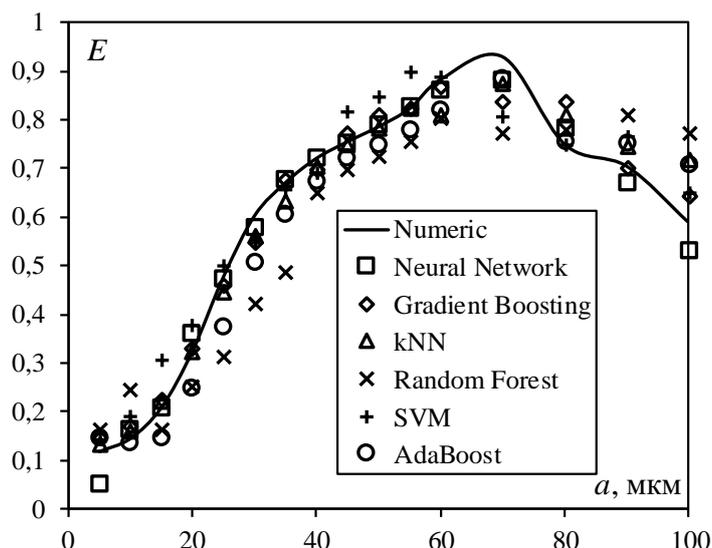


Рисунок 6.7 – Зависимость эффективности работы мультивихревого классификатора от диаметра частиц, $W = 25$ м/с, линия – численное исследование, точки – результаты на основе моделей машинного обучения

kNN модель может быть эффективной для задач классификации, где данные имеют четкие границы между классами. Однако, с увеличением диаметра частиц, различия между классами могут становиться менее выраженными, что может снизить точность kNN. AdaBoost чувствителен к шумным данным и выбросам, что снижает его эффективность. Шум состоит из ошибок измерения, аномалий или несоответствий в собранной информации. Обработка шума важна, поскольку он может привести к ненадежным моделям и неверным прогнозам. Gradient Boosting требует тщательной настройки гиперпараметров для достижения оптимальной производительности, метод также чувствителен к шуму, хоть и менее, чем AdaBoost.

Отклонение Random Forest связано с тем, что выбор количества деревьев и глубины может повлиять на производительность, хоть он и менее чувствителен к настройке параметров.

С увеличением скорости потока до 25 м/с и диаметра частиц (от 70 мкм), различия между классами могут становиться менее выраженными, что усложняет задачу классификации. Это может быть связано с тем, что более крупные частицы

могут иметь схожие аэродинамические свойства, что затрудняет их разделение из-за турбулизации потока (рисунок 6.7).

Каждая из этих моделей имеет свои сильные и слабые стороны, и выбор подходящей модели зависит от специфики задачи, доступных данных и вычислительных ресурсов. Экспериментирование с различными моделями и их настройка может помочь найти оптимальное решение.

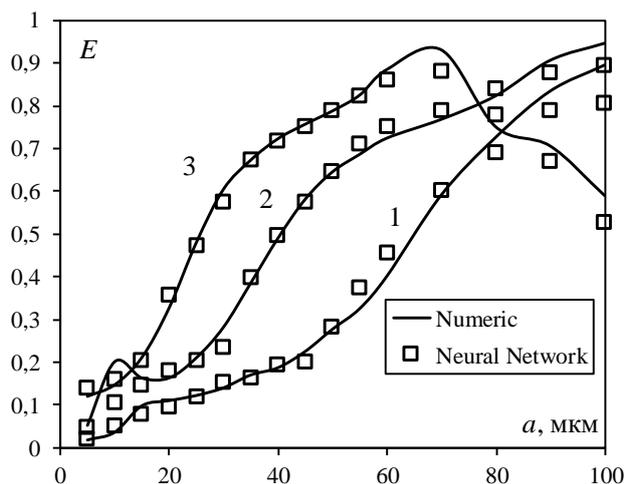


Рисунок 6.8 – Зависимость эффективности работы мультивихревого классификатора от диаметра частиц, W , м/с: 1 – 1,5; 2 – 8; 3 – 25. Результаты численного моделирования представлены в виде линии, а результаты, полученные с помощью модели машинного обучения Neural Network, показаны в виде точек

Более низкие скорости потока приводят к более крупным размерам фракций, т.к. эффективная центробежная сила, действующая на частицу, снижается, что снижает четкость классификации и является нежелательным (рисунок 6.8). Отметим, что прогнозы практически полностью совпадают с исходными данными. Для достижения наилучших результатов важно учитывать все эти факторы и, возможно, использовать комбинацию различных методов машинного обучения для оптимизации процесса классификации.

Таким образом, предлагаемый метод, основанный на использовании программы Orange Data Mining, открывает большие возможности для поиска наиболее подходящих моделей машинного обучения и прогнозирования неизвестных параметров. Это, в свою очередь, значительно сокращает время,

необходимое для численного моделирования, и позволяет быстрее получать необходимые результаты экспериментальным путем.

Кроме того, предложенный подход позволяет сократить расход материалов и энергии, необходимых для проведения экспериментальных исследований.

Алгоритм расчета мультивихревого классификатора по предложенной инженерной методике представлен в виде блок-схемы (рисунок 6.9).

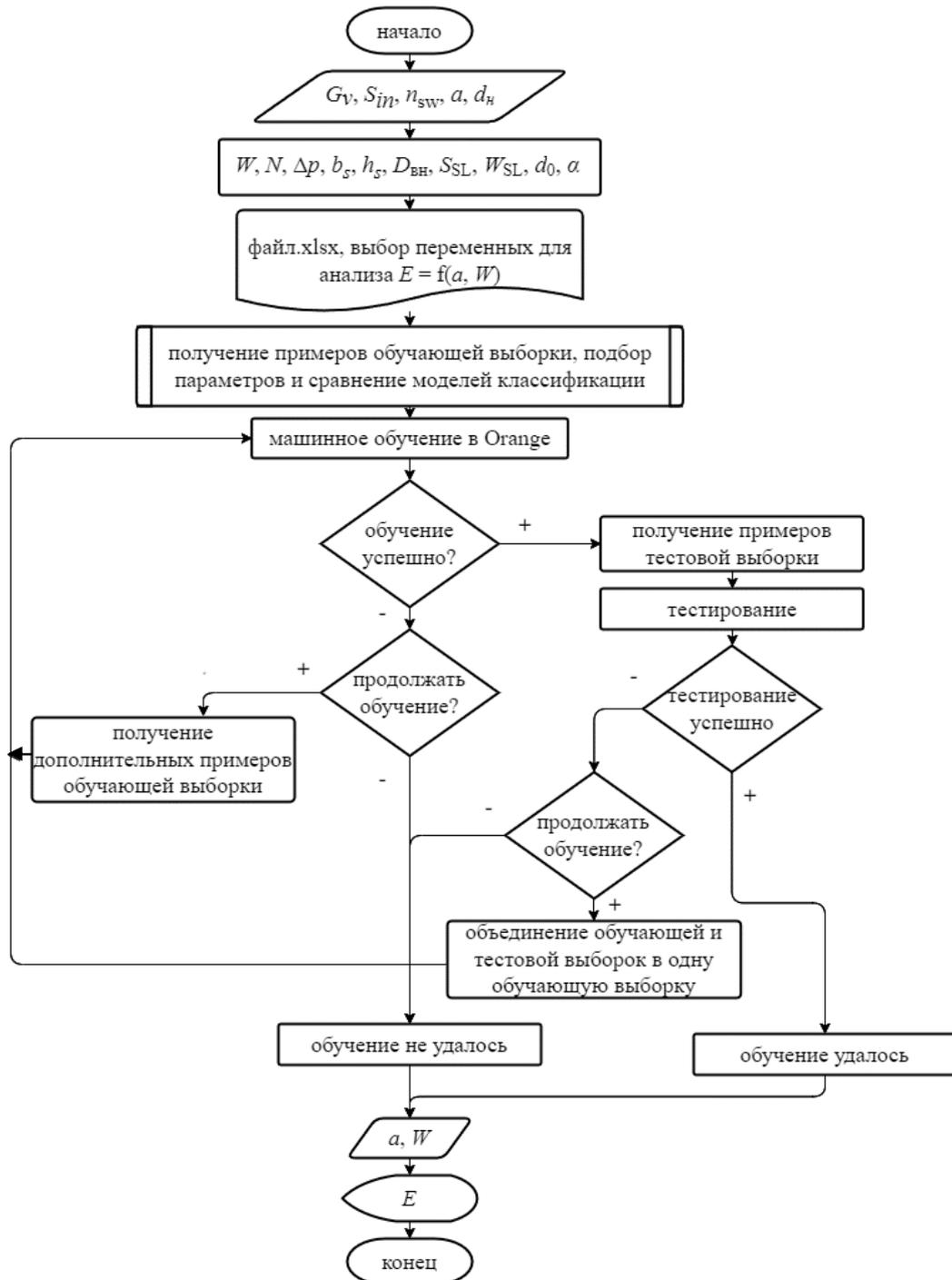


Рисунок 6.9 – Алгоритм расчета мультивихревого классификатора

Разработанная модель точно отражает характеристики разделения частиц и может использоваться для изучения мультивихревого классификатора. Небольшая доработка модели позволит получить оптимальные размеры мультивихревого классификатора и технологические параметры, при которых его эксплуатация будет наиболее эффективной с высокой точностью классификации.

Таким образом, появление искусственного интеллекта и передовых технологий открывает новые возможности для улучшения прогнозирования точности полученной фракции с помощью методологий, основанных на обработке данных. Эти методы анализируют большой объем данных, полученных из численного эксперимента, чтобы выявить закономерности между параметрами процесса, такими как, размер дисперсной фазы, скорость дисперсионной среды, конструктивными параметрами устройства и эффективностью фракционирования (рисунок 6.10).

Это позволяет использовать полученные результаты анализа и обработки данных для прогнозирования точности фракционирования в зависимости от заданных условий работы для оптимизации параметров работы классификатора на стадии его проектирования. В работе было выявлено наличие параболических пиков при входной скорости газового потока 2, 4, 8 и 12 м/с максимум фракционной эффективности составил 41,8% при диаметре частиц $x = 30$ мкм, 29,8% при $x = 25$ мкм, 32,9% при $x = 15$ мкм и 14,7% при $x = 10$ мкм соответственно. Наличие таких пиков обусловлено отскоком частиц и их переходом из одного вихря в другой, поскольку в межтрубную зону мультивихревого классификатора попадают потоки сбоку через щели и снизу через конический патрубок с отверстием для выгрузки материала. Это подтверждается и экспериментальными данными, поскольку эффект рыболовного крючка относится к некоторым очень мелким частицам 2-3 мкм [283], появляющимся в грубой фракции, как результат увлечения мелких частиц следами, образующимися за более крупными частицами, здесь же именно физический эффект отскока частиц обратно в поток. При скорости 16 м/с пик не был зафиксирован, при этом в области диаметров частиц размером 70-80 мкм такой максимум появлялся (рисунок 6.10, а) [284].

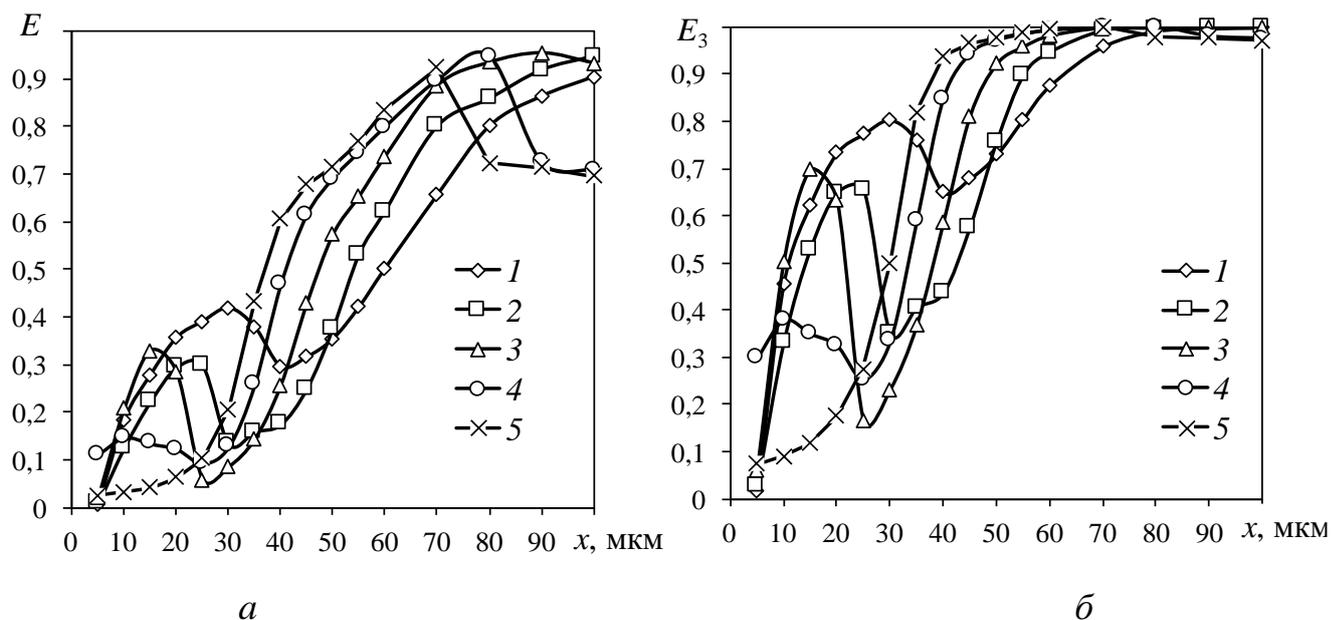


Рисунок 6.10 – Данные для анализа эффективности фракционирования *a)* одного аппарата, *б)* трех последовательно соединенных аппаратов для частиц разного диаметра при скорости подачи материала, м/с: 1 – 2; 2 – 4; 3 – 8; 4 – 12; 5 – 16

Эффективность группы из трех аппаратов E_3 (рисунок 6.11) рассчитывалась по формуле:

$$E_3 = 1 - (1 - E)^3. \quad (6.14)$$

Применение трех последовательно соединенных аппаратов позволяет получать узкие гранулометрические фракции с граничным зерном менее 40 мкм с существенно более высокой эффективностью относительно применения одного аппарата. Так, при входной скорости газового потока равной 2, 4, 8 и 12 м/с максимальная эффективность пиков мультивихревого классификатора-сепаратора составила 80,2 ($x = 30$ мкм), 65,4 ($x = 25$ мкм), 69,7 ($x = 15$ мкм) и 37,9% ($x = 10$ мкм) соответственно. При скорости 16 м/с пиковая эффективность в диапазоне частиц менее 40 мкм зафиксирована не была аналогично применению одного аппарата в технологической линии. Однако, при размере частиц более 40 мкм эффективность классификатора-сепаратора составляет более 93,1% при скорости газа 16 м/с (рисунок 6.10, б).

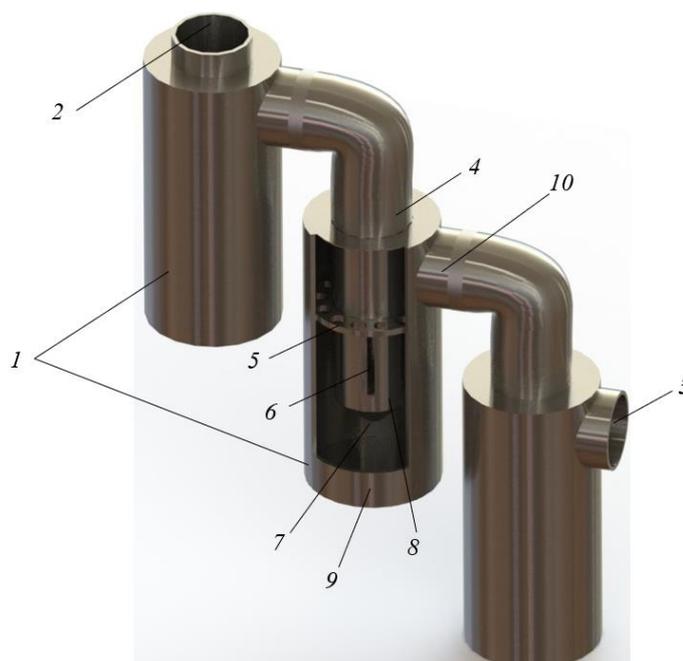


Рисунок 6.11 – Схема соединения трех последовательных мультивихревых классификаторов: 1 – классификаторы; 2 – вход в группу аппаратов; 3 – выход из группы аппаратов; 4 – вход во второй аппарат группы классификаторов; 5 – пластина с круглыми отверстиями; 6 – прямоугольные щели; 7 – отверстие с коническим переходом; 8 – внутренняя труба; 9 – внешняя труба; 10 – выход из второго аппарата группы аппаратов

По полученным зависимостям эффективности одного мультивихревого классификатора от размера частиц были подобраны сигмоидные функции. В общем виде сигмоидная функция для полученных результатов (рисунок 6.12) имеет вид, однако она не может в полной мере описать закономерности роста и падения эффективности при определенных значениях размера частиц:

$$E = \frac{1}{1 + e^{-c_1(a-c_2)}} A, \quad (6.15)$$

где c_1 , c_2 – это коэффициенты, характеризующие угол поворота кривой, A – поправочный коэффициент, учитывающий значение, к которому стремится функция в исследуемом диапазоне частиц.

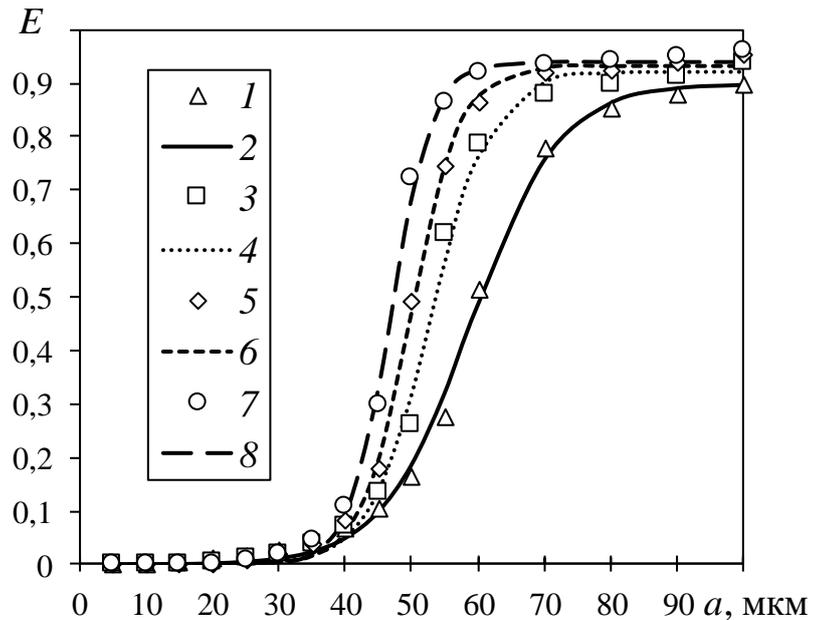


Рисунок 6.12 – Зависимость эффективности мультивихревого классификатора от размера частиц силикагеля. Маркеры – различные входные скорости газового потока W , м/с. Линии – сигмоидные функции, описывающие изменение эффективности при соответствующей скорости. 1, 2 – 4 м/с; 3, 4 – 8 м/с; 5, 6 – 12 м/с; 7, 8 – 16 м/с

Таким образом, для различных входных скоростей газового потока были определены значения коэффициентов (рисунок 6.12): $W_1 = 4$ м/с - $A = 0,9$; $c_1 = 0,15$; $c_2 = 59$; $W_2 = 8$ м/с - $A = 0,92$; $c_1 = 0,22$; $c_2 = 53$; $W_3 = 12$ м/с - $A = 0,93$; $c_1 = 0,27$; $c_2 = 50$; $W_4 = 16$ м/с - $A = 0,94$ $c_1 = 0,32$; $c_2 = 47$.

В ходе анализа результатов была обнаружена зависимости коэффициентов от входной скорости:

$$\begin{cases} c_1 = 0,07W^{0,54}, \\ c_2 = 73,9W^{-0,16}. \end{cases} \quad (6.16)$$

Следовательно, требуются другие подходы к анализу результатов. Предварительная обработка данных численного анализа с помощью нейронной сети на Python является важным этапом оценки фракционирования частиц. Отмечу, что писать и запускать код на языке Python возможно, даже используя только браузер, запустив в нем бесплатную облачную платформу Google Colab, куда из файла Excel были выгружены данные по эффективности фракционирования частиц

на основе силикагеля в диапазоне от 5 до 100 мкм разработанным классификатором в зависимости от скорости подачи материала (рисунок 6.10). Запишем входное значение x , которое отвечает диаметру частиц силикагеля, как что величина 1 соответствует 100 мкм. Величина y представляет выходные значения, которые всегда находятся в диапазоне от 0 до 1 и соответствуют эффективности фракционирования.

Для анализа и обработки данных (рисунок 6.10) используется код, написанный на Python (см. приложение 6 к диссертации), подключая к нему различные библиотеки. Так, например, Pandas используется для обработки и анализа табличных данных Excel, предоставляя удобные структуры данных для манипуляций с ними. NumPy предоставляет поддержку для работы с массивами и матрицами, а также математическими функциями. Scipy.optimize предоставляет несколько часто используемых алгоритмов оптимизации. Matplotlib используются для визуализации данных и результатов анализа [285]. В качестве функции активации в нейронных сетях используются разные модели [286], позволяя сети представлять сложные закономерности в данных. Код на Python выполняет подгонку модели к данным из Excel-файла с использованием метода наименьших квадратов и функции `curve_fit` из библиотеки Scipy. В рамках настоящего исследования выбраны функции обработки данных, которые могут описать закономерности роста и падения эффективности классификации частиц мультивихревым сепаратором при определенных значениях размера частиц:

1) модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией

$$E_3 = \frac{1}{1 + \exp^{-a(x-b)}} + c \cdot \exp^{-d(x-e)^2} \cdot \sin(f(x-e)), \quad (6.17)$$

2) комбинация экспоненциальных функций

$$E_3 = 1 - \exp^{-a \cdot x} + b \cdot \exp^{-c(x-d)^2}, \quad (6.18)$$

3) рациональная функция с осцилляцией

$$E_3 = \frac{x}{x+a} + b \cdot \exp^{-c(x-d)^2} \cdot \sin(e(x-d)), \quad (6.19)$$

4) функция Гомперца с осцилляцией

$$E_3 = \exp^{-a \exp^{-bx}} + c \cdot \exp^{-d(x-e)^2} \cdot \sin(f(x-e)), \quad (6.20)$$

где a, b, c, d, e, f – это коэффициенты, характеризующие распределение функции.

При решении задачи методами аппроксимации всегда встает вопрос правильного выбора методов обработки функций [287]. Мы используем try-expert для обработки ошибок при чтении данных и подборе параметров модели. Ключевым критерием точности аппроксимации выступает среднеквадратичное отклонение (СКО), количественно выражающее степень соответствия функции реальным значениям эффективности фракционирования. Выбранный метод наименьших квадратов минимизирует суммарное СКО между данными.

Тестирование результата анализа точности полученных путем численного эксперимента данных и предлагаемых функций аппроксимации для прогнозирования эффективности фракционирования на наборах данных продемонстрированы графически (рисунок 6.13). Подобранные коэффициенты для функций (6.17)–(6.20) и среднее квадратичное отклонение для одного аппарата сведены в таблицах (таблица 6.2, таблица 6.3).

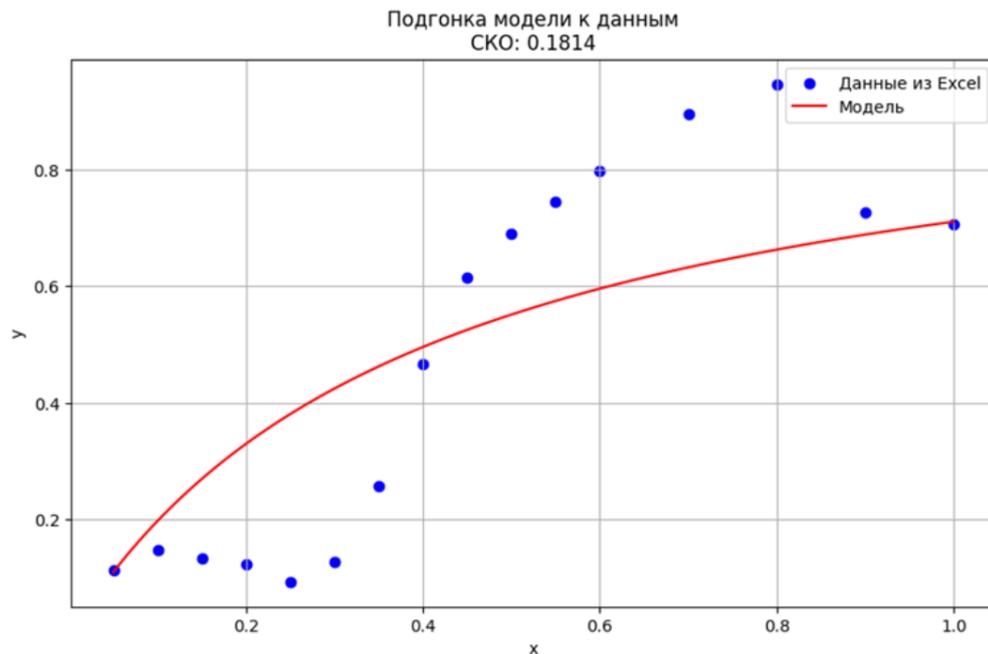


Рисунок 6.13 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой функции по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости подачи материала 12 м/с (рациональная функция с осцилляцией)

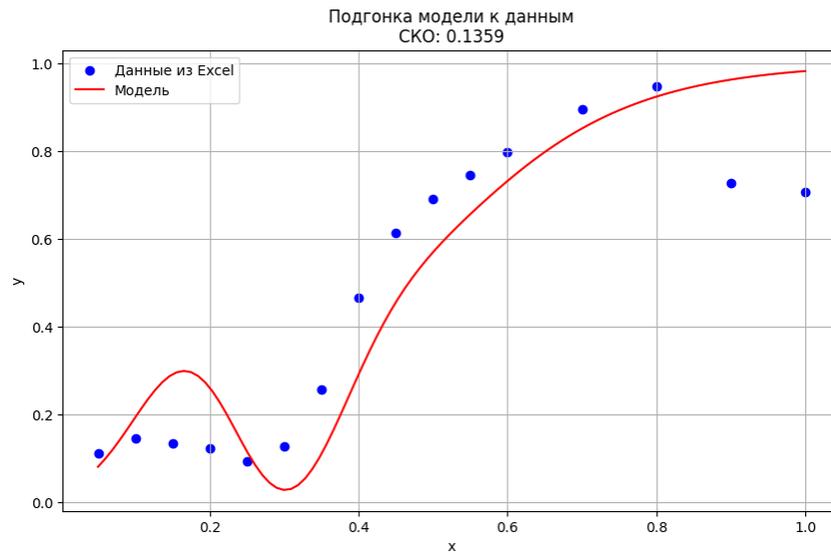


Рисунок 6.14 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой функции по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости 12 м/с (модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией)

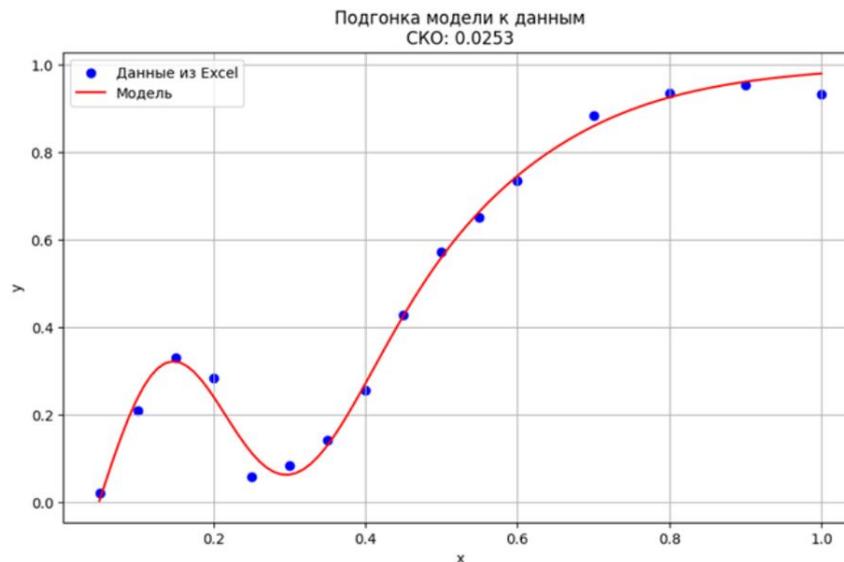


Рисунок 6.15 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой модели по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости подачи материала 8 м/с (функция Гомперца с осцилляцией)

Модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией, комбинация экспоненциальных функций и рациональная функция с осцилляцией плохо описывают результаты CFD-моделирования. Особенно сильно это наблюдается при высоких скоростях подачи материала 12–16 м/с, закладывая ошибку при подборе (рисунки 6.13, 6.14).

Таблица 6.2 – Подобранные коэффициенты аппроксимирующей функции и среднее квадратичное отклонение (СКО) для одного аппарата

Параметры	Модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией	Комбинация экспоненциальных функций	Рациональная функция с осцилляцией	Функция Гомперца с осцилляцией
2 м/с	$a = 4,1257, b = 0,5518, c = 0,0829, d = -3,2024, e = 0,7047, f = 10,1170, \text{СКО} = 0,0228$	$a = 1,4302, b = 19772,5546, c = 493,4681, d = 699,6156, \text{СКО} = 0,1072$	$a = 0,4725, b = -491,4725, c = 11,9401, d = 398,1029, e = 43,6929, \text{СКО} = 0,1235$	$a = 4,4762, b = 3,5509, c = -0,3970, d = 1,7022, e = -0,2842, f = 9,2494, \text{СКО} = 0,0163$
4 м/с	$a = 6,8341, b = 0,5358, c = 0,2077, d = 4,3261, e = 0,0660, f = 12,8116, \text{СКО} = 0,0212$	$a = 1,3785, b = 6746,5072, c = 2109,8991, d = -88031,9853, \text{СКО} = 0,1535$	$a = 0,5201, b = -594,0721, c = 14,3218, d = 472,5039, e = 50,4460, \text{СКО} = 0,1829$	$a = 10,2469, b = 5,2199, c = 0,2834, d = 5,2282, e = 0,0547, f = 11,4393, \text{СКО} = 0,0223$
8 м/с	$a = 7,4867, b = 0,4671, c = -0,3015, d = 39,7482, e = 0,2383, f = 13,6824, \text{СКО} = 0,0346$	$a = 1,6080, b = -2151,8114, c = 1996,1986, d = -92831,8827, \text{СКО} = 0,1737$	$a = 0,4293, b = -613,2205, c = 14,8482, d = 490,8419, e = 53,1522, \text{СКО} = 0,2068$	$a = 16,6793, b = 6,7152, c = 0,3829, d = 16,4689, e = 0,0495, f = 13,9022, \text{СКО} = 0,0253$
12 м/с	$a = 7,4867, b = 0,4671, c = -0,3015, d = 39,7482, e = 0,2383, f = 13,6824, \text{СКО} = 0,1359$	$a = 1,6870, b = -381,1903, c = 10,3564, d = 453,5346, \text{СКО} = 0,1528$	$a = 0,4069, b = -320,1998, c = 7,8762, d = 264,9571, e = 29,1102, \text{СКО} = 0,1814$	$a = 41,5442, b = 9,2587, c = 0,0293, d = -0,1005, e = -5,1471, f = 0,5483, \text{СКО} = 0,0390$
16 м/с	$a = 6,8341, b = 0,5358, c = 0,2077, d = 4,3261, e = 0,0660, f = 12,8116, \text{СКО} = 0,2423$	$a = 1,7445, b = -385,8853, c = 10,2863, d = 454,4656, \text{СКО} = 0,1560$	$a = 0,3941, b = -339,9389, c = 8,3815, d = 281,9554, e = 31,2953, \text{СКО} = 0,1819$	$a = 41,5442, b = 9,2587, c = 0,0293, d = -0,1005, e = -5,1471, f = 0,5483, \text{СКО} = 0,0877$

Таблица 6.3 – Подобранные коэффициенты аппроксимирующей функции и среднее квадратичное отклонение (СКО) для трех последовательносоединенных аппаратов

Параметры	Модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией	Комбинация экспоненциальных функций	Рациональная функция с осцилляцией	Функция Гомперца с осцилляцией
2 м/с	$a = 12,8891, b = 0,2202, c = 0,4183, d = 14,8108, e = 0,3210, f = -8,8441, \text{СКО} = 0,0575$	$a = 4,3150, b = -32589,8690, c = 1551,3588, d = -106296,3197, \text{СКО} = 0,1136$	$a = 0,1141, b = -442,9464, c = 10,9372, d = 369,8880, e = 42,7902, \text{СКО} = 0,1101$	$a = 9,5091, b = 26,5748, c = -0,3716, d = 2,0349, e = 0,0282, f = 3,7790, \text{СКО} = 0,0437$
4 м/с	$a = 8,7307, b = 0,2905, c = -0,4348, d = 21,9954, e = 0,2873, f = 12,5990, \text{СКО} = 0,0451$	$a = 2,8985, b = -24545,0764, c = 1742,0962, d = -106213,7438, \text{СКО} = 0,1504$	$a = 0,1829, b = -666,2625, c = 16,3459, d = 547,1627, e = 62,7725, \text{СКО} = 0,1696$	$a = 9,5091, b = 26,5748, c = -0,3716, d = 2,0349, e = 0,0282, f = 3,7790, \text{СКО} = 0,1616$
8 м/с	$a = 8,7307, b = 0,2905, c = -0,4348, d = 21,9954, e = 0,2873, f = 12,5990, \text{СКО} = 0,1637$	$a = 3,0599, b = -27393,0272, c = 1673,2767, d = -106280,4526, \text{СКО} = 0,2039$	$a = 0,1681, b = -363,0171, c = 8,9371, d = 301,5885, e = 33,9291, \text{СКО} = 0,2228$	$a = 201,6965, b = 16,5039, c = 0,8433, d = 13,6033, e = 0,0456, f = 12,9639, \text{СКО} = 0,0357$
12 м/с	$a = 5,0672, b = 0,2205, c = 5,3651, d = 50,7146, e = 0,3713, f = 0,7474, \text{СКО} = 0,0401$	$a = 3,2870, b = -54,3380, c = 1,5421, d = 72,9924, \text{СКО} = 0,1521$	$a = 0,1601, b = -388,2496, c = 9,5740, d = 322,9494, e = 36,6134, \text{СКО} = 0,1925$	$a = 1,4831, b = 3,7592, c = 5,3632, d = 45,7112, e = 0,3747, f = 0,7432, \text{СКО} = 0,0468$
16 м/с	$a = 12,7272, b = 0,2795, c = 4,4219, d = 99,4853, e = 0,3169, f = 0,7098, \text{СКО} = 0,0150$	$a = 3,2292, b = -32,4128, c = 0,9603, d = 47,6812, \text{СКО} = 0,1749$	$a = 0,1792, b = -464,3393, c = 11,4330, d = 383,6796, e = 43,4784, \text{СКО} = 0,2315$	$a = 4,4104, b = 7,1210, c = 5,1418, d = 62,2689, e = 0,3227, f = 0,6850, \text{СКО} = 0,0254$

Для дальнейшего решения дисбаланса прогностических данных можно использовать методы увеличения данных вдвое и более на этапе предварительной обработки Excel, что позволит улучшить представления классов меньшинств за счет генерирования вариаций существующих данных. Функция `add points` добавляет новые точки между существующими. Это может быть полезно для улучшения подгонки. Если данных много, подгонка может занять много времени, поэтому число итераций не превышает десяти. Таким образом, если СКО больше заданного СКО, то прибавляются еще точки в соответствии с выражениями $x' = \frac{x_i + x_{i+1}}{2}$, $y' = \frac{y_i + y_{i+1}}{2}$, где i – номер итерации, где каждая последующая точка определяется по середине. Таким образом, в Python был записан код, минимизирующий СКО до заданных значений. Результаты показывают, что аппроксимация функцией Гомперца с осцилляцией демонстрирует лучшее значение СКО (рисунки 6.15, 6.16), на 10-15% по сравнению с функциями (6.18) и (6.19) и в 3 раза меньше по сравнению с функцией (6.17) в диапазоне скоростей 12-16 м/с.

Подобранные параметры модели с функцией Гомперца с осцилляцией после применения увеличения данных следующие при скорости 16 м/с (для одного аппарата): $a = 1,2458$, $b = 1,1237$, $c = 4,8247$, $d = 9,8144$, $e = 0,3668$, $f = 0,4901$, СКО = 0,0376 (рисунок 6.17). Аналогично, для функции (6.17) при 16 м/с подобраны коэффициенты: $a = 1,5099$, $b = 0,5434$, $c = 5,2590$, $d = 9,6116$, $e = 0,3647$, $f = 0,4562$, СКО = 0,0374 (рисунок 6.18), при скорости 12 м/с параметры $a = 0,7172$, $b = 0,4246$, $c = 5,6519$, $d = 8,2234$, $e = 0,4342$, $f = 0,4289$, СКО = 0,0417 (рисунок 6.19).

Начиная с 3-ей итерации подобранные параметры модели с модифицированной сигмоидальной функцией с осцилляцией после применения увеличения данных следующие при скорости 8 м/с (для 3х аппаратов): $a = 9,9386$, $b = 0,2684$, $c = -9,4463$, $d = 80,3635$, $e = 0,2290$, $f = 0,9270$, СКО = 0,0394 (рисунок 6.20).

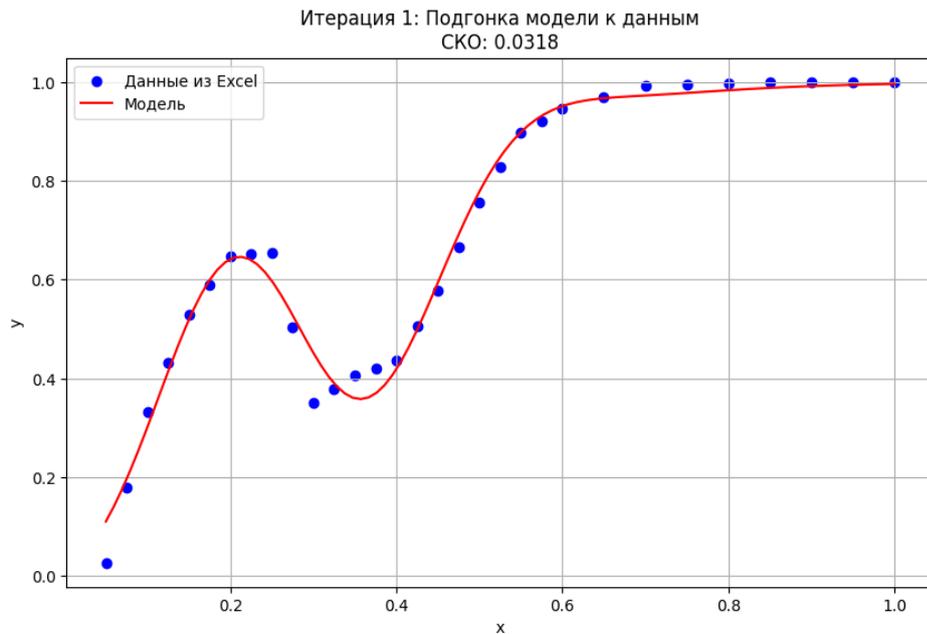


Рисунок 6.16 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой функции по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости подачи материала 4 м/с (функция Гомперца с осцилляцией, 3 аппарата)

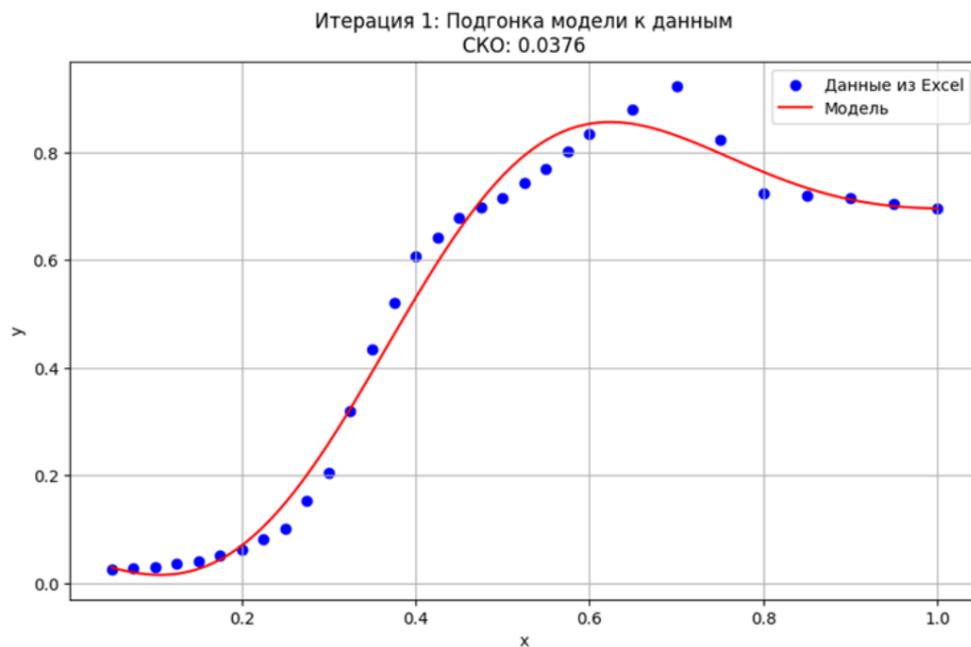


Рисунок 6.17 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой функции по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости подачи материала 16 м/с (функция Гомперца с осцилляцией)

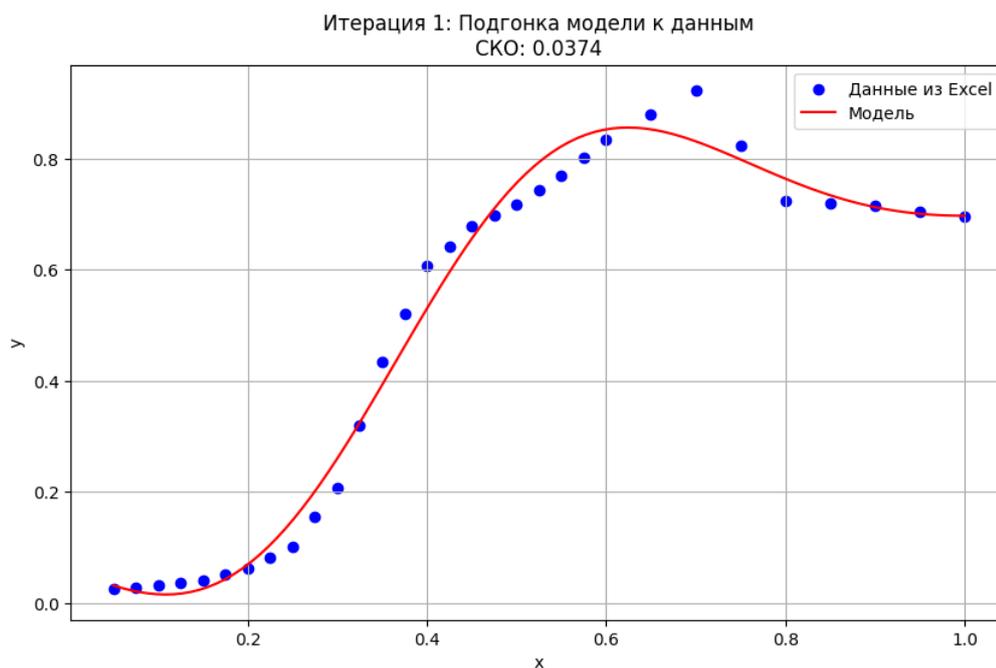


Рисунок 6.18 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой функции по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости подачи материала 16 м/с (модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией)

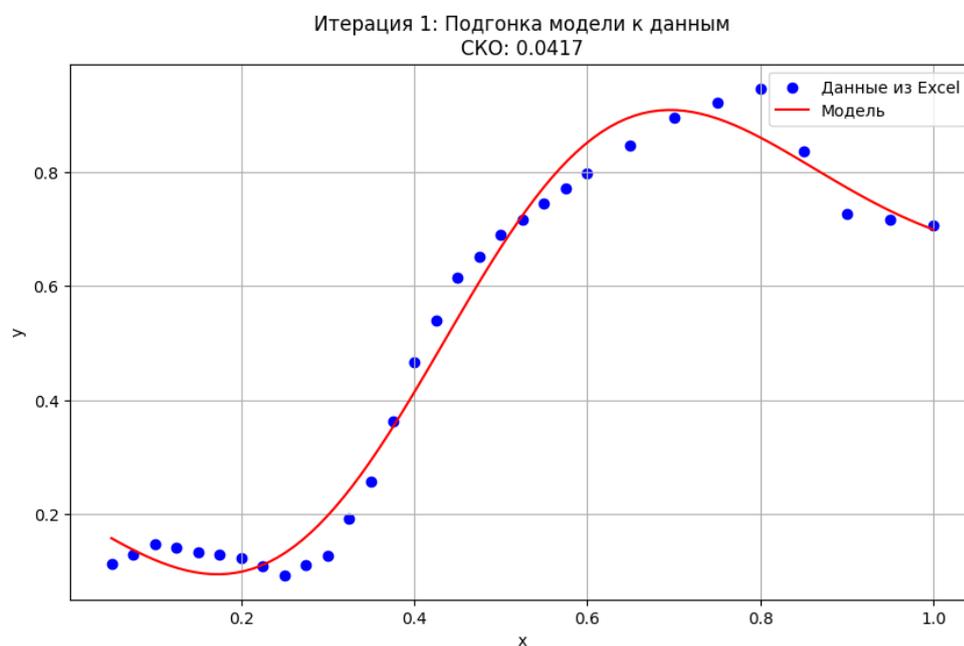


Рисунок 6.19 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой функции по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости подачи материала 12 м/с (модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией)

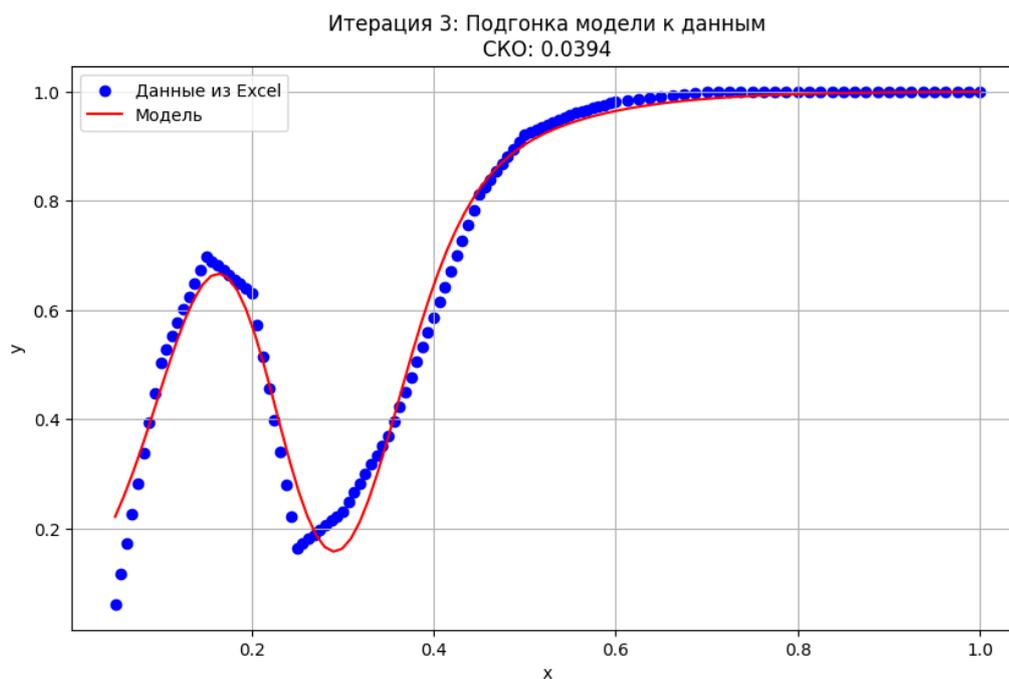


Рисунок 6.20 – Анализ результатов проверки данных CFD и предлагаемой функции по эффективности фракционирования частиц разного диаметра при скорости подачи материала 8 м/с (модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией, 3 аппарата)

Подобранные параметры модели с функцией Гомперца с осцилляцией после применения увеличения данных следующие при скорости 4 м/с (для 3х аппаратов): $a = 4,6460$, $b = 6,9830$, $c = -0,4848$, $d = 24,0521$, $e = 0,2789$, $f = 11,2899$, СКО = 0,0318.

Предлагаемая аппроксимация функцией Гомперца с осцилляцией хорошо работает во многих показателях диаметров частиц и скоростей потока, имеет самое низкое СКО = 0,0163 при скорости 2 м/с и 0,0376 при 16 м/с, делая лучший прогноз эффективности фракционирования частиц силикагеля мультивихревым классификатором. При небольших размерах выборки и больших скоростях подачи материала от 12 м/с данные следует увеличить. Цикл, добавляющий новые точки и повторно подгоняющий модель, может быть полезен. Количество итераций при этом не более 5. Таким образом, использование нейронной сети в Python в сочетании с CFD-исследованиями предоставляет мощный инструмент для улучшения процессов классификации частиц, позволяя более точно контролировать и оптимизировать производственные процессы.

6.2. Инженерная методика расчета сепаратора с модифицированными вставками

Эффективность сепарации частиц, определяется из предположения, что частицы, вылетающие ниже начального радиуса, улавливаются ступенью сепаратора с двутавровыми элементами, а остальные частицы улетают на следующую ступень (рисунок 4.12), т.е. временем нахождения частицы и временем ее смещения. Если частица находится больше, чем она смещается, то она считается уловленной, в противном случае – частица уносится. Исходя из этого предположения, определим эффективность сепарации частиц на одной ступени:

$\eta = \frac{G_1}{G_0}$, где G_0 – расход газа, проходящий через одну сторону ступени сепаратора, м³/с; G_1 – расход газа, в котором частицы улавливаются, м³/с.

Расход газа, проходящий через одну сторону ступени сепаратора, можно определить:

$$G_0 = x \int_{b_1/2}^{b_1/2+b_2} W_\varphi(z) dz. \quad (6.21)$$

С учетом формулы (4.9)

$$G_0 = x \int_{b_1/2}^{b_1/2+b_2} W_{cp} \left(\frac{r}{r_{cp}} \right)^n dz. \quad (6.22)$$

Тогда

$$G_0 = \frac{x W_{cp}}{r_{cp}^n (n+1)} \left(\left(\frac{b_1}{2} + b_2 \right)^{n+1} - \left(\frac{b_1}{2} \right)^{n+1} \right),$$

где x – высота сепаратора, м.

Аналогично расход газа через часть сепаратора, в которой частицы улавливаются

$$G_1 = \frac{x W_{cp}}{r_{cp}^n (n+1)} \left(\left(\frac{b_1}{2} + b_2 \right)^{n+1} - r_{тек}^{n+1} \right).$$

Тогда эффективность можно определить по соотношению

$$\eta = \frac{\left| \left(\frac{b_1}{2} + b_2 \right)^{n+1} - r_{\text{тек}}^{n+1} \right|}{\left| \left(\frac{b_1}{2} + b_2 \right)^{n+1} - \left(\frac{b_1}{2} \right)^{n+1} \right|}.$$

Для оценочных расчетов можно принять $n = 1$, согласно проведенным ранее расчетам в прикладных программах. Следовательно, можно записать:

$$\eta = \frac{b_1^2 + 4b_1b_2 + 4b_2^2 - 4r^2}{4b_2(b_1 + b_2)}.$$

В результате расчетов получены зависимости эффективности от геометрических размеров рабочей зоны при $W_{cp} = 10$ м/с, $a = 10$ мкм, разных величинах b и b_1 (рисунок 6.21).

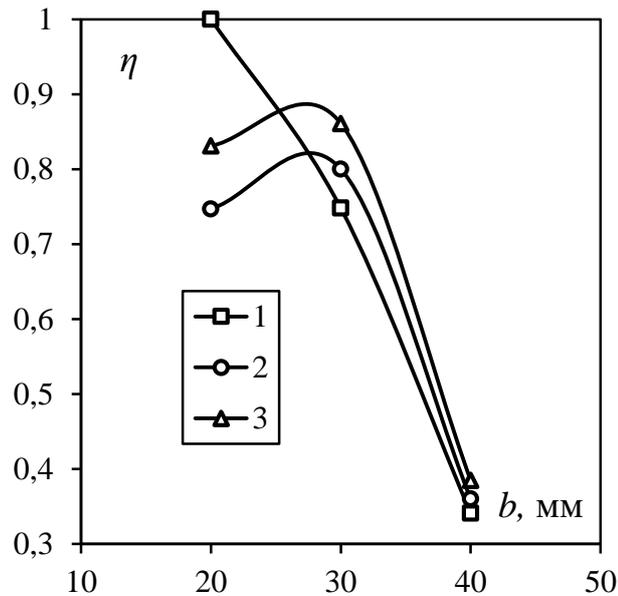


Рисунок 6.21 – Эффективность сепаратора при ширине ячейки b , $W_{cp} = 10$ м/с, $a = 10$ мкм, b_1 , мм: 1 – 3; 2 – 5, 3 – 7

При небольших значениях размера b_1 эффективность убывает при всех значениях ширины ступени. Столь существенное снижение объясняется увеличением расхода той части газа, из которой частицы не успевают оседать. Центробежная сила возрастает, но при этом увеличивается и длина траектории, по которой движется частица. С увеличением b_1 у зависимости появляется локальный

максимум, причем значения ширины ступени, при котором он наблюдается примерно одинаковые (рисунок 6.21).

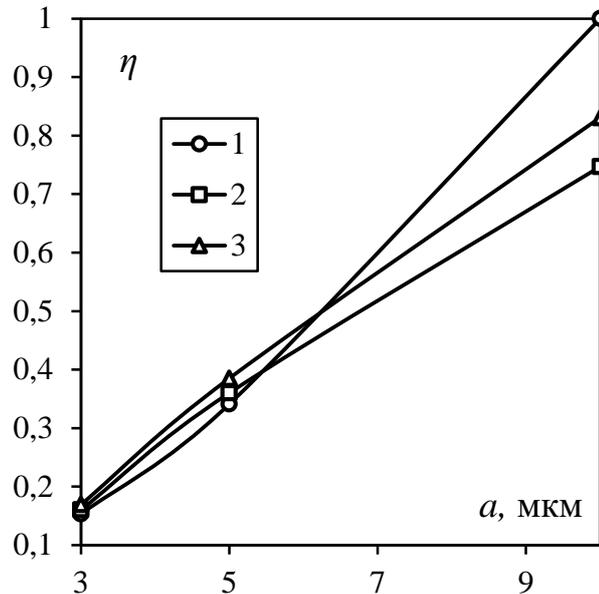


Рисунок 6.22 – Зависимость эффективности сепаратора от диаметра частицы при $W_{cp} = 10$ м/с, $b = 20$ мм, b_1 , мм: 1 – 3; 2 – 5, 3 – 7

Как и во всех подобных устройствах, при увеличении диаметра частицы эффективность улавливания увеличивается (рисунок 6.22).

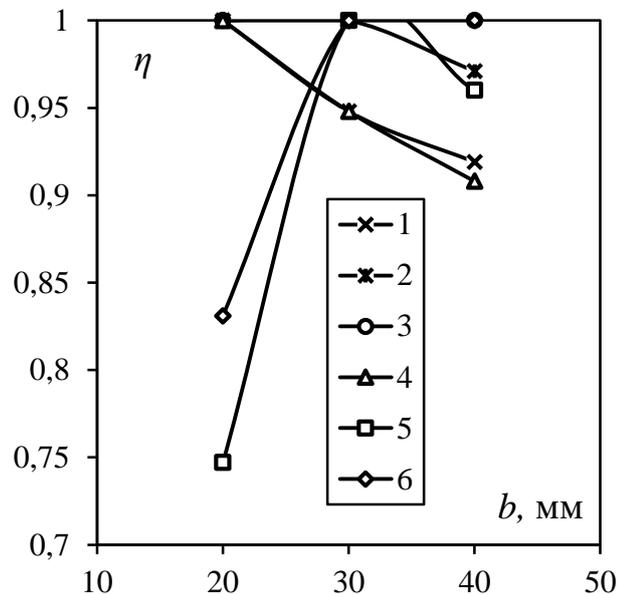


Рисунок 6.23 – Зависимость эффективности сепаратора от ширины ячейки при $a = 50$ мкм, 1, 2, 3 – $W_{cp} = 15$ м/с, 4, 5, 6 – $W_{cp} = 10$ м/с, b_1 , мм: 1, 4 – 3; 2, 5 – 5, 3, 6 – 7

При улавливании частиц диаметром менее 6 мкм эффективность улавливания практически не зависит от значения размера b_1 . При улавливании более крупных

частиц эффективность больше у сепараторов с $b_1 = 3$ мм. Предлагаемые сепараторы могут быть использованы вместо циклона в системах пневмотранспорта. Поэтому были проведены исследования конструкций с большими значениями ширины ячейки (рисунок 6.23). Было выявлено, что частицы диаметром 50 мкм улавливаются с эффективностью не менее 0,75. Увеличение скорости до 15 м/с приводит к росту минимальной эффективности до 0,92. Выявлено, что, подобрав оптимальные значения скорости и определенных геометрических размеров можно добиться эффективности равной 1.

Явно выраженной зависимости эффективности от технологических и конструктивных параметров не удалось получить, поэтому был построен график в безразмерных координатах при $a = 50$ мкм, $W_{cp} = 10\text{--}15$ м/с (рисунок 6.24). В этом случае зависимость было обнаружено, что до значения $b_1/b < 0,23$ эффективность не зависит от среднерасходной скорости газа. Эффективность равна 1 в диапазоне $0,15 < b_1/b < 0,23$. При значениях $b_1/b < 0,15$ эффективность возрастает практически по линейной зависимости [288].

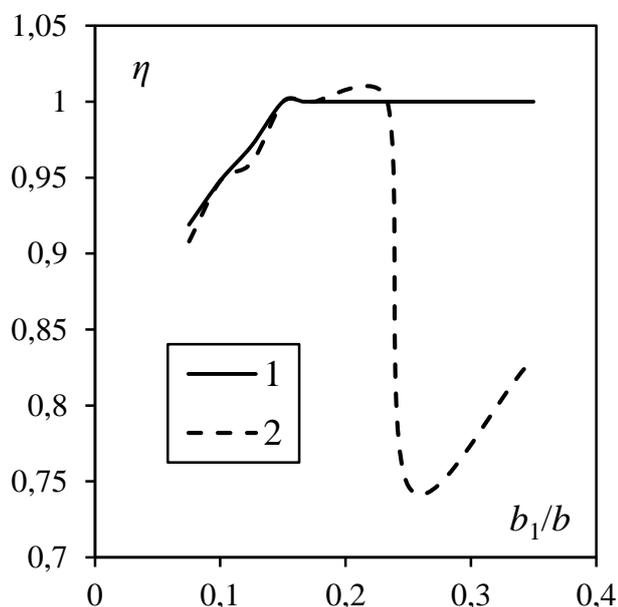


Рисунок 6.24 – Зависимость эффективности сепаратора от отношения b_1/b , при $a = 50$ мкм, W_{cp} , м/с: 1 – 15, 2 – 10

В заключении следует отметить, что предложенная методика может использоваться для оценочных расчетов эффективности при подборе оптимальных значений геометрических размеров сепараторов с двутавровыми элементами.

При изготовлении разработанного устройства необходима предварительная оценка возможных деформаций двутавровых элементов. При этом, чтобы обеспечить адекватное функционирование сепарационного устройства, нередко предъявляются дополнительные требования к жесткости несущих элементов конструкции. Поэтому с целью обеспечения минимального прогиба двутавровых элементов, удерживаемых двумя пластинами, была рассмотрена схема их расположения внутри корпуса сепаратора (рисунок 6.25).

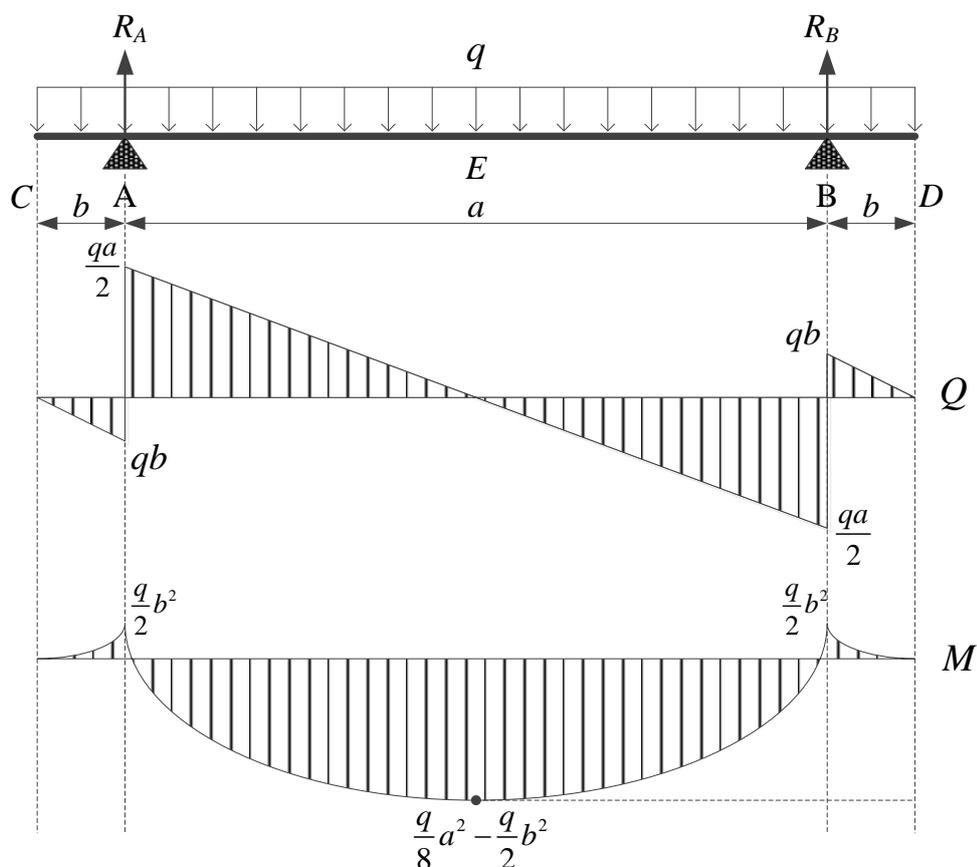


Рисунок 6.25 – Эпюры усилий Q , M для балки

В результате проведения численного эксперимента планируется определение места расположения опор для обеспечения минимального прогиба двутавровых элементов. Это позволит обеспечить наименьшую толщину стенок элементов, снизить металлоемкость и повысить эффективность работы предлагаемого устройства для сепарации мелкодисперсных частиц.

Из уравнений равновесия определим реактивные силы R , сосредоточенные в точках A и B :

$$R_A = R_B = \frac{q}{2}(a + 2b), \quad (6.23)$$

где q – распределенная нагрузка, Н/м; a – продольное расстояние между точками A и B , м; b – продольное расстояние от начала (конца) двутаврового элемента до места действия реактивной силы R , м.

Изгибающий момент в рассматриваемом сечении относительно оси z (Н·м):

$$M = \frac{q}{2}z^2 - R_A(z - b) - R_B(z - a - b), \quad (6.24)$$

где z – продольная координата, м.

Запишем уравнения моментов для разных участков балки.

На участке CA ($0 \leq z \leq b$) $M = qz^2/2$; в точке C ($z = 0$) $M_{(C)} = 0$; в точке A ($z = b$) $M_{(A)} = qb^2/2$.

На участке AB ($b \leq z \leq a + b$) $M = \frac{q}{2}[z^2 - (a + 2b)z + (a + 2b)b]$; в точке A ($z = b$) $M_{(A)} = qb^2/2$; в точке B ($z = a + b$) $M_{(B)} = qb^2/2$; в точке E ($z = (a + 2b)/2$) $|M_{(E)}| = \frac{q}{8}a^2 - \frac{q}{2}b^2$.

На участке BD ($a + b \leq z \leq a + 2b$) $M = \frac{q}{2}[z^2 - 2(a + 2b)z + (a + 2b)^2]$; в точке B ($z = a + b$) $M_{(B)} = qb^2/2$; в точке D ($z = a + 2b$) $M_{(D)} = 0$.

Построим эпюры поперечных сил Q и изгибающих моментов M (рисунок 6.25). С учетом формулы (6.23) изгибающий момент составит

$$M = \frac{q}{2}[z^2 - (a + 2b)(z - b) - (a + 2b)(z - a - b)]. \quad (6.25)$$

Таким образом, задача расчета несущей конструкции на жесткость сводится к определению линейных перемещений сечений двутавровых элементов при заданных граничных условиях. В качестве основного элемента математической модели выбрано дифференциальное уравнение упругой линии балки [289]:

$$M = -EJ \frac{d^2v}{dz^2}, \quad (6.26)$$

где E – модуль упругости материала двутаврового элемента, Па; J – момент инерции сечения двутаврового элемента, $\text{кг}\cdot\text{м}^2$; v – прогиб сечения в точке E с продольной координатой z , м.

Общие граничные условия можно составить для величины прогибов на концах двутавровых элементов:

$$v|_{z=0} = 0; \quad v|_{z=L} = 0, \quad (6.27)$$

где L – длина двутавровых элементов, м.

Последовательным интегрированием уравнения (6.26) получаем:

$$EJ \frac{d^2v}{dz^2} = -\frac{q}{2}z^2 + \frac{q}{2}(a+2b)(z-b) + \frac{q}{2}(a+2b)(z-a-b);$$

$$EJv = EJv_0 + EJ\theta_0 z - \frac{q}{24}z^4 + \frac{q}{12}(a+2b)(z-b)^3 + \frac{q}{12}(a+2b)(z-a-b)^3,$$

где θ_0, v_0 – постоянные интегрирования, физический смысл которых – перемещения сечения двутавровых элементов в начале координат $z = 0$ [289].

Если $z = b$, то прогиб $v = 0$, следовательно

$$EJv_0 + EJ\theta_0 b - \frac{q}{24}b^4 - \frac{q}{12}(a+2b)a^3 = 0. \quad (6.28)$$

Если $z = a + b$, то прогиб $v = 0$, следовательно

$$EJv_0 + EJ\theta_0(a+b) - \frac{q}{24}(a+b)^4 + \frac{q}{12}(a+2b)a^3 = 0. \quad (6.29)$$

Решая уравнения (6.28) и (6.29), получим:

$$EJv_0 = \frac{9}{24}b^4 - \frac{qb}{24a} \left[\frac{q}{24}(a+b)^4 - b^4 - 2(a+2b)a^3 \right]. \quad (6.30)$$

Таким образом, прогиб в точке E составит:

$$v_{(E)} = v_{\left(\frac{a+2b}{2}\right)} = \frac{a+2b}{EJ} \left[\frac{EJv_0}{a+2b} + \frac{EJ\theta_0}{2} - \frac{q(a+2b)^3}{384} + \frac{qa^3}{96} \right]. \quad (6.31)$$

Для обеспечения минимального прогиба двутаврового элемента в точке E найдем требуемое расстояние b от его начала (или конца) до места крепления

пластины. Так как $a = L - 2b$, а $b \leq L/3$, то $8|M_{(E)}|/q = (L^2 - 4Lb)$. Таким образом, решение уравнения (6.31) можно представить графически (рисунок 6.26).

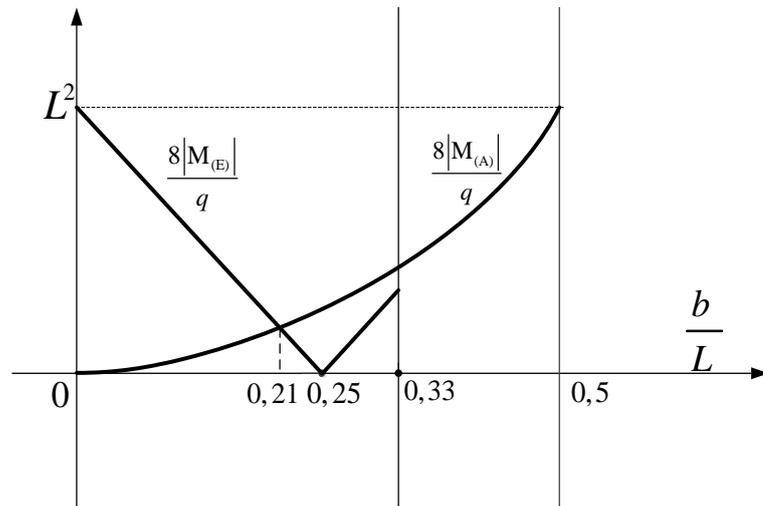


Рисунок 6.26 – Расчетная схема для определения оптимального расстояния b

Изгибающий момент в точке E наибольший в случае $b = 0$; $|M_{(E)}| = 0$, когда $b = 0,25L$. С учетом условия $|M_{(E)}| \geq M_{(A)} = M_{(B)} = \frac{q}{2}b^2$ получим соотношение $0 \leq b \leq 0,21L$.

Результаты исследований (рисунок 6.26) показали, что для минимизации деформации двутавровых элементов и оптимизации габаритных размеров сепаратора необходимо проектировать устройства с учетом условия $b = 0,21L$. Тогда достоинства разработанных сепарационных устройств (простота конструкции, простота изготовления, небольшая металлоемкость, высокая эффективность) будут реализованы при обеспечении требуемой жесткости несущих элементов [290].

Предложенный алгоритм расчета сепаратора с модифицированными вставками в виде двутавров представлен на рисунке 6.27.

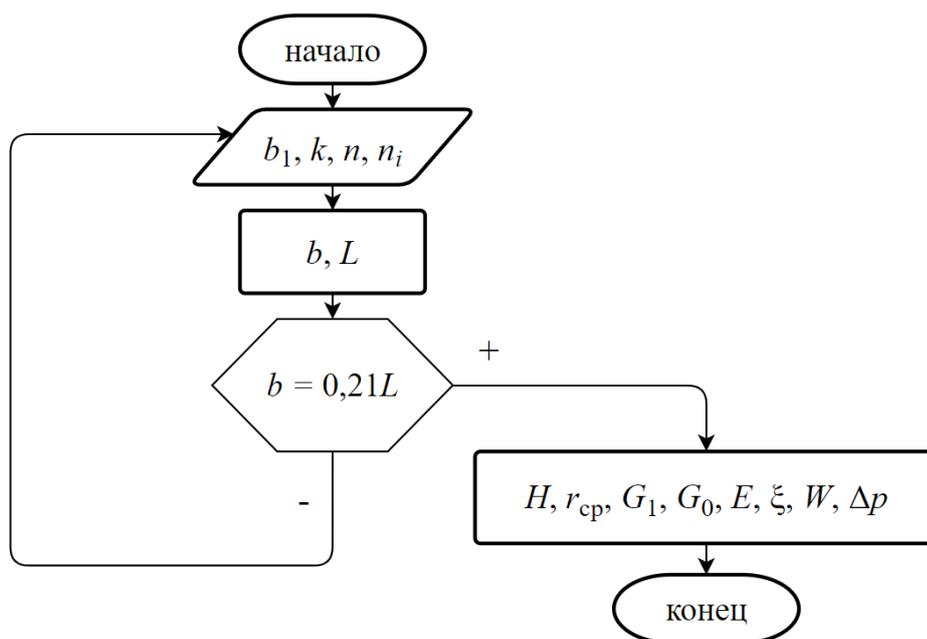


Рисунок 6.27 – Алгоритм расчета сепаратора с двуставровыми элементами

6.3. Инженерная методика расчета блочного мультивихревого сепаратора



Рисунок 6.28 –
Сепарационный канал
высотой z в зоне
улавливания блочного
сепаратора шириной b

Поскольку основным местом блочного сепаратора, в котором осуществляется улавливание частиц является сепарационная зона (рисунок 6.28), в которую частицы попадают через отверстия размером $b/4$ в стенке блока, основное внимание сосредоточено на определении высоты канала. На фото сепаратор с высотой канала сепарационной зоны $z = 78$ мм при ширине блока $b = 75$ мм. При расчете полагаем, что радиальное и осевое смещение поступающих частиц подчиняется закону равномерного движения, а это значит, они вдоль канала и по его высоте двигаются равномерно. В результате рассмотрим равенство центробежной

силы и силы аэродинамического сопротивления, $F_c = F_a$.

В потоке воздуха содержится небольшое количество частиц, и их концентрация в воздухе мала. Диаметр частиц не превышает 10 мкм, а скорость их движения менее 1 м/с, поэтому взаимодействие частиц в потоке маловероятно. Предположим еще и тот факт, что обтекание частиц потоком воздуха безотрывное, дополнительные вихри не образуются ($Re < 1$).

Определим вышеуказанные силы:

$$F_a = 3\pi\mu_G a U_r, \quad (6.32)$$

$$F_c = \rho_a \frac{\pi a^3}{6} \frac{W_h^2}{r}, \quad (6.33)$$

где r – радиус частицы, м.

Приравняем уравнения (6.32), (6.33) к друг другу для определения радиальной скорости движения частиц (рисунок 6.29),

$$U_r = \frac{4}{9} \frac{\rho_a W_h^2 a^2}{\mu_G b}. \quad (6.34)$$

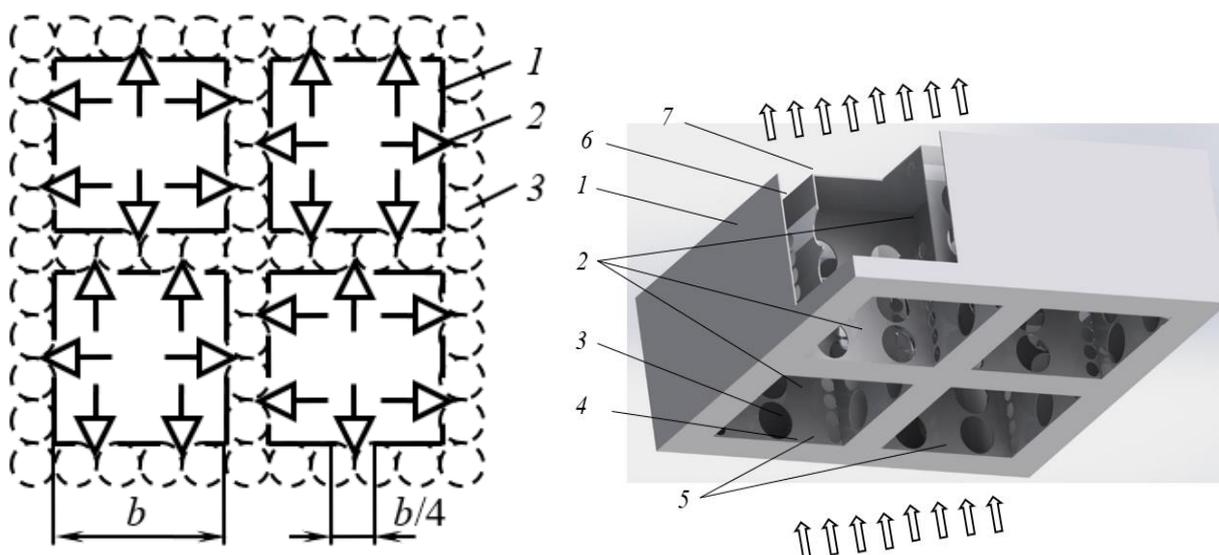


Рисунок 6.29 – Схема направления движения потока воздуха в отверстия блока сепаратора: 1 – стенки блока сепаратора; 2 – отверстия для прохода воздуха в зону сепарации; 3 – вихрь, сформировавшийся внутри канала

Максимальное значение, на которое может сместиться частица в радиальном направлении составляет радиус вихря, так как он образуется между плоскими

стенками блока сепаратора, то будет равен величине $b/8$. В этом случае, время, за которое частица пройдет путь от центра вихря до его края составит:

$$\tau_r = \frac{b}{8U_r}, \quad (6.35)$$

а время, за которое частица пройдет путь равный величине z , т.е. от самой верхней точки круглого отверстия в стенке блока до условной крышки сепаратора составит:

$$\tau_z = \frac{z}{W_z}. \quad (6.36)$$

Введем допущение, что все частицы будут уловлены устройством, если время пребывания этих частиц в сепарационной зоне будет достаточным, т.е. формулы (6.35) и (6.36) равны, откуда вычислим высоту:

$$z = \frac{bW_z}{8U_r}. \quad (6.37)$$

Сепаратор состоит из нескольких блоков, для упрощения расчетов примем, что число блоков в одном ряду n и количество рядов m одинаково 2×2 , (в нашем случае $n \times n$, где n – число квадратных элементов), тогда получим квадрат. Преимущественно устройство подойдет для вентканалов сечением более 300×300 мм. При этом общую площадь входа в блоки определим как

$$F_{bx} = n^2 (b - 2\delta)^2; \quad (6.38)$$

площадь прохода воздуха по сепарационным каналам F_z в устройстве между блоками:

$$F_z = \left(\frac{5n+1}{4} b \right)^2 - n^2 (b - 2\delta)^2, \quad (6.39)$$

где δ – толщина стенки, м.

Из уравнения неразрывности следует, что расход воздуха при прохождении этих площадей будет одинаковым, $W_{bx}F_{bx} = W_zF_z$, где W_{bx} – скорость воздуха при его входе в блоки сепаратора. Скорость воздуха при его входе в сепарационные каналы с учетом формул (6.38), (6.39) найдем по формуле:

$$W_z = \frac{1}{\left(\frac{5n+1}{4n(b-2\delta)}b\right)^2 - 1} W_{bx}. \quad (6.40)$$

Из условия постоянства расхода можно определить скорость воздуха в отверстиях:

$$W_h = \frac{W_{bx}}{A}, \quad (6.41)$$

где $A = F_{bx}/F_h$ – коэффициент, определяемый как отношение площади входа в блоки к площади круглых отверстий в стенках блока.

С учетом формул (6.34), (6.38) и (6.39) в уравнение (6.37) получим высоту канала сепарационной зоны:

$$z = \frac{9}{32} \frac{b^2 A^2 \mu_G}{\rho_a W_{bx} a^2} \frac{1}{\left(\frac{5n+1}{4n(b-2\delta)}b\right)^2 - 1}. \quad (6.42)$$

Для упрощения дальнейших расчетов толщиной стенок можно пренебречь, т.к. $b \gg \delta$. Необходимо отметить, что в реальных условиях количество необходимых сепарационных блоков большое ($n > 10$), что позволяет в расчетах пренебречь правым множителем. Тогда, формула (6.42) преобразуется к виду без существенного снижения точности расчетов [291]:

$$z = \frac{9}{16} \frac{\mu_G}{\rho_a W_{bx}} \left(\frac{bA}{a}\right)^2. \quad (6.43)$$

Проведем расчёты по зависимости (6.43) при значениях коэффициента динамической вязкости воздуха равного 0,0000178 Па·с, плотности частиц равной 1800 кг/м³, тогда при регулировании остальных параметров получим графические зависимости (рисунок 6.30–6.32), при условии, что частица проходит расстояние равное $b/8$. Пороговым значением высоты выбрано значение 200 мм.

Коэффициент A влияет на высоту сепарационной зоны, увеличивая ее с ростом A . При $A = 0,25$ устройство способно улавливать частицы размером 2 мкм

при приемлемой высоте канала сепарационной зоны до 115 мм, что позволяет выполнять устройство относительно компактным (рисунок 6.30).

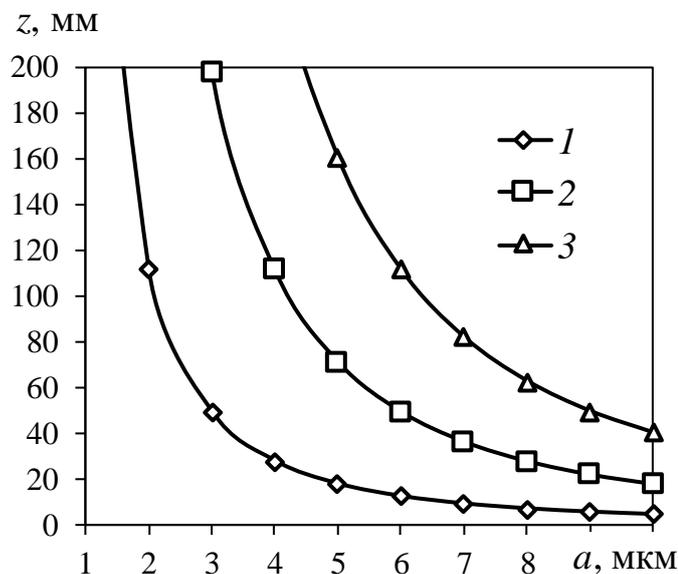


Рисунок 6.30 – Изменение высоты сепарационной зоны блока шириной 80 мм от диаметра частиц, $W_{bx} = 5$ м/с, A : 1 – 0,25; 2 – 0,5; 3 – 0,75

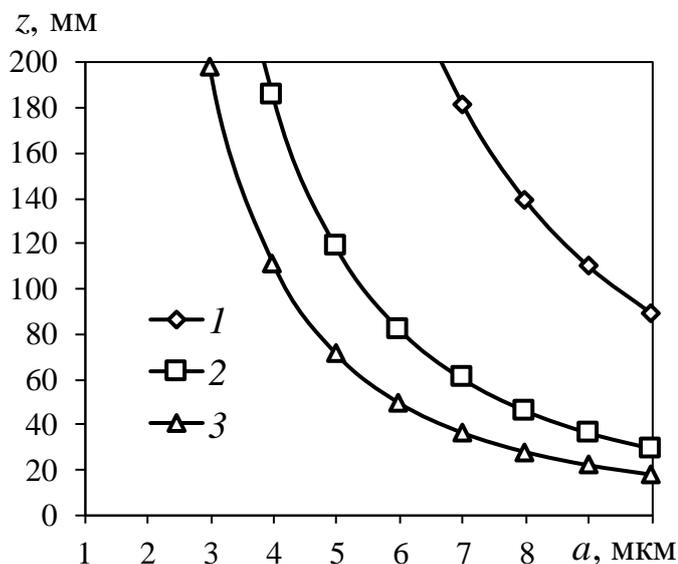


Рисунок 6.31 – Изменение высоты сепарационной зоны блока шириной 80 мм от диаметра частиц, $A = 0,5$, W_{bx} , м/с: 1 – 1; 2 – 3; 3 – 5

Снижение скорости воздуха на входе в блок сепаратора приводит к увеличению высоты канала сепарационной зоны, т.к. при этом величина центробежной силы недостаточная. Для улавливания частиц 3 мкм и менее необходима большая высота канала сепарационной зоны устройства ($z > 200$ мм).

Необходимо отметить, что для отдельных вариантов требуется очень большая высота сепарационной зоны, и это делает в таких случаях изготовление сепаратора нецелесообразным (рисунок 6.31). Ширина стороны блока сепаратора определяет диаметр образующихся вихрей внутри канала. Для улавливания частиц размером менее 2 мкм необходимо создавать устройства с шириной стороны блока менее 40 мм (рисунок 6.32).

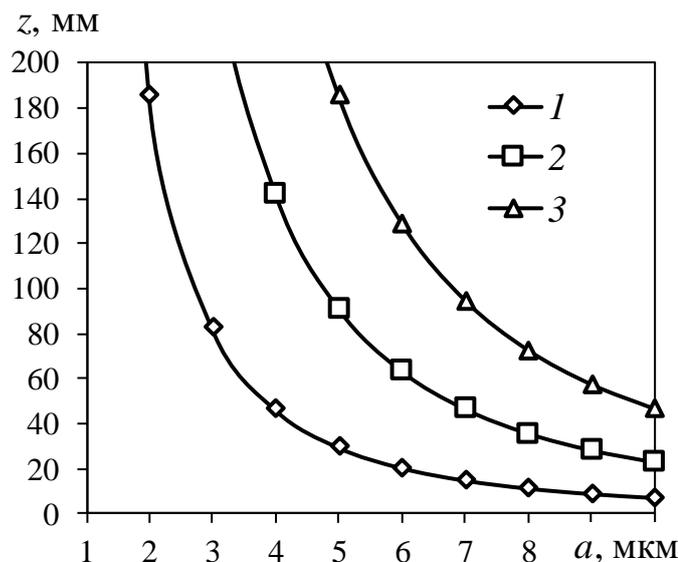


Рисунок 6.32 – Изменение высоты сепарационной зоны блока от диаметра частиц $W_{bx} = 3$ м/с, $A = 0,5$, b , мм: 1 – 40; 2 – 70; 3 – 100

Отмечено, что частицы размером менее 2 мкм не будут улавливаться с эффективностью 100%, так как высота сепарационной зоны в этом случае будет иметь недопустимые значения (> 1160 мм при $b = 100$ мм). Следовательно, полный отказ от фильтров тонкой очистки невозможен, но их срок службы может быть существенно продлен при организации второй ступени очистки с помощью мультивихревого блочного сепаратора.

Рассмотрим случай, когда высота сепарационного канала имеет постоянное значение и уже задана. При заданной высоте z есть вероятность, что частицы не успеют пройти расстояние $b/8$ и покинут сепарационную зону, не достигнув стенки (окружность меньшего радиуса). Тогда, при прохождении высоты z , осядут только те частицы, которые на уровне выхода запыленного потока через отверстия находились на расстоянии b_r от стенки (рисунок 6.33).

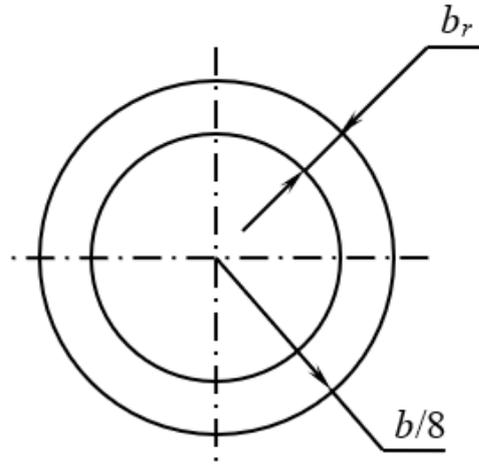


Рисунок 6.33 – Выделенная зона у края вихря относительно центральной оси его образования

Преобразовав формулу(6.43), получим выражение [292]:

$$b_r = \frac{1}{6} \frac{a}{A} \sqrt{\frac{z\rho_a W_{bx}}{\mu_G}}. \quad (6.44)$$

Тогда эффективность работы блочного мультивихревого устройства определится из соотношения площадей области с расстоянием b_r и общей области с радиусом $b/8$:

$$E = \frac{2 \frac{b}{8} b_r - b_r^2}{\left(\frac{b}{8}\right)^2}. \quad (6.45)$$

Преобразуя формулу (6.45) с учетом формул (6.43) и (6.44), получим выражение для определения эффективности работы устройства

$$E = \frac{8}{3} \frac{a}{Ab} \sqrt{\frac{z\rho_a W_{bx}}{\mu_G}} \left(1 - \frac{2}{3} \frac{a}{Ab} \sqrt{\frac{z\rho_a W_{bx}}{\mu_G}} \right). \quad (6.46)$$

В ходе исследований выявлено некоторое критическое значение диаметра частицы, по достижению которого эффективность начинает снижаться, что невозможно. Эту величину можно найти по выражению:

$$a_{cr} = \frac{3}{4} Ab \sqrt{\frac{\mu_G}{z\rho_a W_{bx}}}. \quad (6.47)$$

При ранее принятых параметрах расчета величина критического диаметра составляет 5,66 мкм, если динамическая вязкость среды $\mu_G = 0,0000178$ Па·с, ширина стороны блока $b = 80$ мм, коэффициент $A = 0,5$, плотность частиц $\rho_a = 2000$ кг/м³, входная скорость газового потока $W_{bx} = 5$ м/с, высота сепарационной зоны $z = 50$ мм.

Таким образом, с учетом величины критического диаметра частиц эффективность улавливания находится как [292]:

$$E = \frac{8}{3} \frac{a}{Ab} \sqrt{\frac{z\rho_a W_{bx}}{\mu_G}} \left(1 - \frac{2}{3} \frac{a}{Ab} \sqrt{\frac{z\rho_a W_{bx}}{\mu_G}} \right) \text{ при } a < a_{cr}; \quad (6.48)$$

$$E = 1 \text{ при } a > a_{cr}. \quad (6.49)$$

Данные обстоятельства были учтены при проведении исследований эффективности работы устройства в зависимости от сочетания предложенных вариантов параметров, а именно a от 0,5 до 10 мкм, b от 50 до 100 мм, z от 30 до 70 мм, A от 0,25 до 0,75, ρ_a от 1000 до 4000 кг/м³, W_{bx} от 3 до 7 м/с, результаты которых представлены графически (рисунок 6.34–6.42). При увеличении диаметра и плотности частиц, их траектория движения становится сложнее. Однако не стоит забывать и о вкладе в изменение эффективности величины критического значения диаметра (более 5-6 мкм). Скорость вращения вихрей не изменяется, следовательно, частицы легче выпадают из потока газа, при росте входной скорости увеличиваются значения центробежных сил в сепарационной зоне устройства, действующих на мелкодисперсные частицы, увеличение высоты сепарационной зоны прямо пропорционально времени пребывания частиц в ней, следовательно, вероятность улавливания частиц возрастает. Уменьшение коэффициента A приводит к выполнению условия равнопроточности расхода газа между входными отверстиями в сепарационные блоки и круглыми отверстиями, сделанными в стенках блоков, вследствие этого создается упорядоченная вихревая структура, при которой достигается максимальная эффективность сепарации частиц из газа. Уменьшение b ведет к увеличению скорости течения газа внутри каналов и к уменьшению диаметров вихрей в сепарационной зоне, следовательно, центробежные силы достигают более высоких значений и

эффективность устройства возрастает. Эффективность улавливания достигает значения более 60 % при сепарации частиц из газа диаметром 3-5 мкм. При некоторых расчетных параметрах эффективность достигает более 60% для частиц размером 2 мкм, что будет рассмотрено ниже.

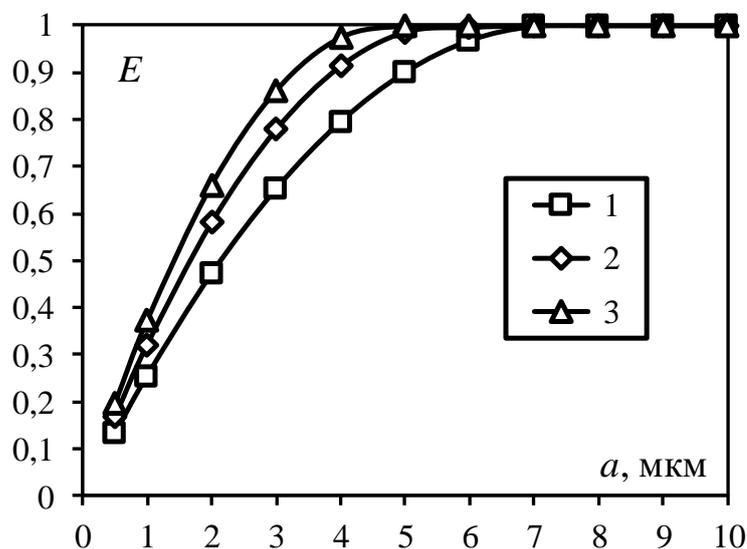


Рисунок 6.34 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц разного диаметра блочным мультивихревым сепаратором с высотой сепарационной зоны z , мм: 1 – 30; 2 – 50; 3 – 70

При высоте канала сепарационной зоны 30, 50 и 70 мм соответственно целесообразно проводить очистку загрязненного воздуха от частиц диаметром от 3 до 7 мкм, т.к. эффективность в среднем составляет 86, 94 и 97 % соответственно (рисунок 6.34). Более крупные частицы легче выбиваются из потока центробежной силой и достигают стенки канала.

Значение тангенциальной скорости среды напрямую зависит от скорости в круглых отверстиях блочного сепаратора, что позволяет управлять этой скоростью за счет изменения площади отверстий или площади входных блоков при постоянном расходе. С увеличением коэффициента A эффективность улавливания снижается (рисунок 6.35), т.к. структура вихря нестабильна, и он разрушается.

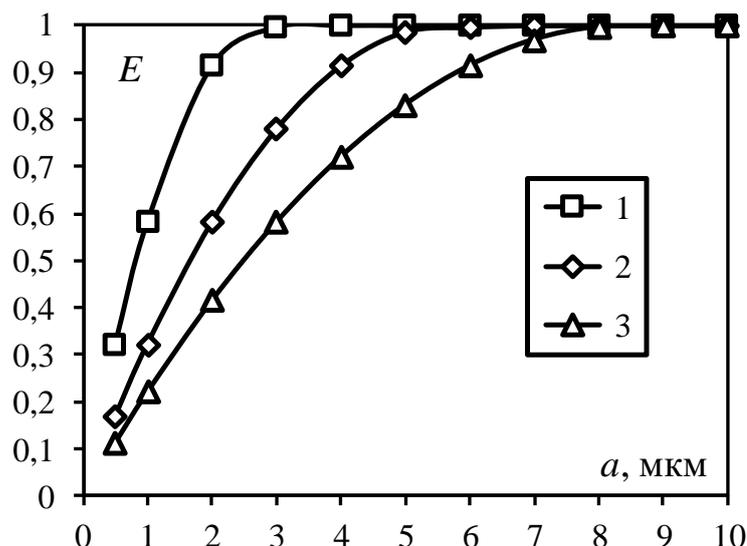


Рисунок 6.35 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц разного диаметра блочным мультивихревым сепаратором, A : 1 – 0,25; 2 – 0,5; 3 – 0,75

Эффективность сепарации частиц из газа размером 2 мкм составляет 91,4, 58,1 и 41,6 % при коэффициенте A равном 0,25, 0,5 и 0,75 соответственно (рисунок 6.36), при построении зависимости значение числа Стокса было определено по модифицированному выражению

$$\text{Stk} = \frac{4\rho_a a^2 W_{bx}}{\mu_G A b}. \quad (6.50)$$

Анализ расчетных данных при изменении коэффициента крутки A от 0,25 до 0,75 показал, что при числах Стокса равных значениям больше 3 достигается 100 % эффективность сепарации мелкодисперсных частиц из газового потока в блочном сепараторе. В частности, для достижения 100 % эффективности сепарационного устройства числа Стокса должны быть больше значения 1,79, 2,8 и 3,0 при коэффициенте крутки A равным 0,25, 0,5 и 0,75 соответственно. При относительно малых числах Стокса менее 0,1 эффективность сепарационного устройства составляет менее 50 % (рисунок 6.36).

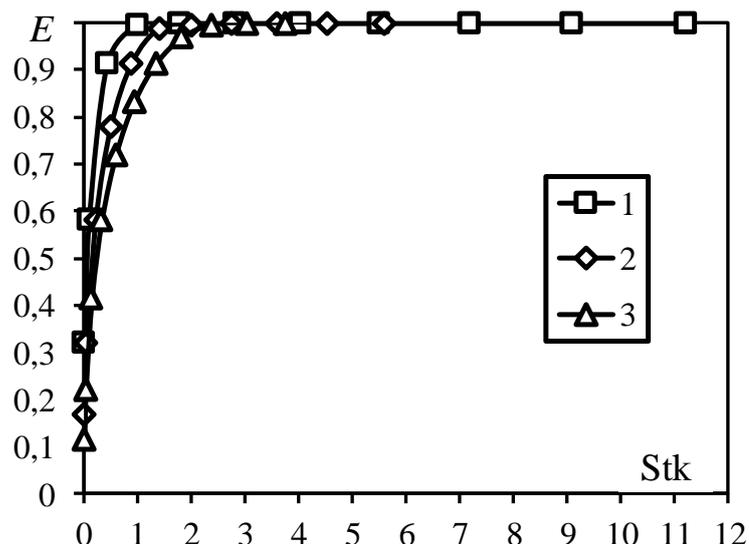


Рисунок 6.36 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц блочным мультивихревым сепаратором от чисел Стокса, A : 1 – 0,25; 2 – 0,5; 3 – 0,75

Очевидно, что частицы с высокими значениями плотности ρ_a , имеющие большую массу, сепарируются из газового потока в сепарационной зоне устройства быстрее и легче относительно частиц с меньшей плотностью.

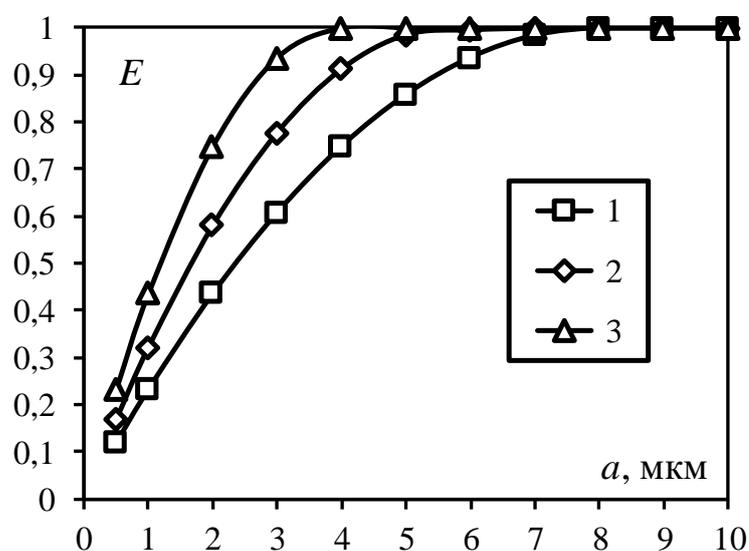


Рисунок 6.37 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц разного диаметра блочным мультивихревым сепаратором, ρ_a , кг/м³: 1 – 1000; 2 – 2000; 3 – 4000

На основе оценочной методики расчета было получено, что эффективность сепарационного устройства достигает 100 % для частиц размером более 8, 7 и 4 мкм при их плотности равной 1000, 2000 и 4000 кг/м³ соответственно. При этом

эффективность сепарации мелкодисперсных частиц из газа в среднем составляет 61,6, 67,8 и 58,9 % при их плотности 1000 ($a = 0,5-7$ мкм), 2000 ($a = 0,5-6$ мкм) и 4000 кг/м³ ($a = 0,5-3$ мкм) соответственно. Следует отметить, что эффективность сепарационного устройства составляет более 60% для диаметра частиц 2 и 3 мкм при их различной плотности. Например, эффективность устройства составляет 60,9 % при размере частиц 3 мкм и плотности 1000 кг/м³, 77,9 % при размере частиц 3 мкм и плотности 2000 кг/м³ и 74,9 % при размере частиц 2 мкм и плотности 4000 кг/м³ (рисунок 6.37).

При изменении плотности мелкодисперсных частиц ρ_a в диапазоне от 1000 до 4000 кг/м³ эффективность их сепарации из газа достигается равной 100 % при числах Стокса более 2,8. При этом для достижения 100 % эффективности блочного сепаратора числа Стокса должны быть равны значению, которое больше 1,79, 2,81 и 1,79 при плотности частиц ρ_a равной 1000, 2000 и 4000 кг/м³ соответственно. Значение эффективности сепарационного устройства составляет менее 60 % при значениях чисел Стокса менее 0,2 (рисунок 6.38).

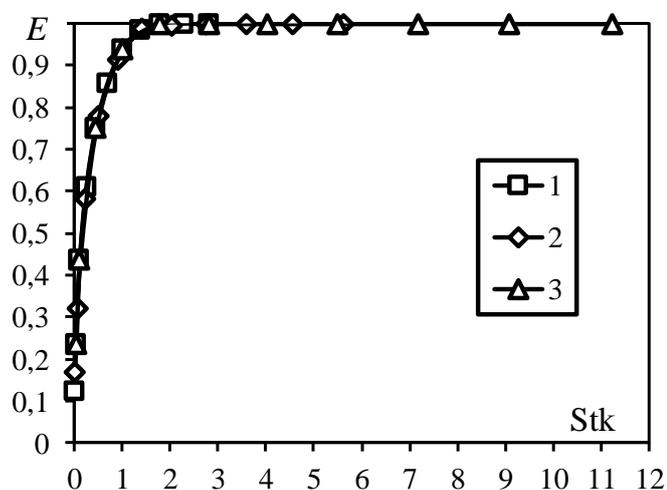


Рисунок 6.38 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц разной плотности блочным мультивихревым сепаратором, ρ_a , кг/м³: 1 – 1000; 2 – 2000; 3 – 4000

Повышение значений входной скорости газового потока W_{bx} приводит к увеличению центробежной силы в сепарационной зоне устройства, вследствие чего происходит рост эффективности сепарации мелкодисперсных частиц из газового

потока. При входной скорости газового потока от 3 до 7 м/с блочный мультивихревой сепаратор позволяет улавливать частицы размером более 7 мкм с эффективностью равной 100 %. Как видно, для диапазона размеров частиц от 6 мкм эффективность практически равна 100%, и входная скорость газового потока в диапазоне от 3 до 7 м/с существенным образом не изменяет значения рассматриваемого параметра E (рисунок 6.39).

Для частиц размером от 0,5 до 5 мкм варьирование значений входной скорости газа в интервале от 3 до 7 м/с оказывает влияние на эффективность. Наибольшая разница по эффективности наблюдается для диапазона размеров частиц от 2 до 5 мкм. Так, при скорости 3, 5 и 7 м/с эффективность сепарационного устройства составляет в среднем 70,5, 81,5 и 87,3 % соответственно. Для диапазона размеров частиц от 0,5 до 1 мкм эффективность в среднем составляет 19,3, 24,5 и 28,6 % при входной скорости газа 3, 5 и 7 м/с соответственно (рисунок 6.39).

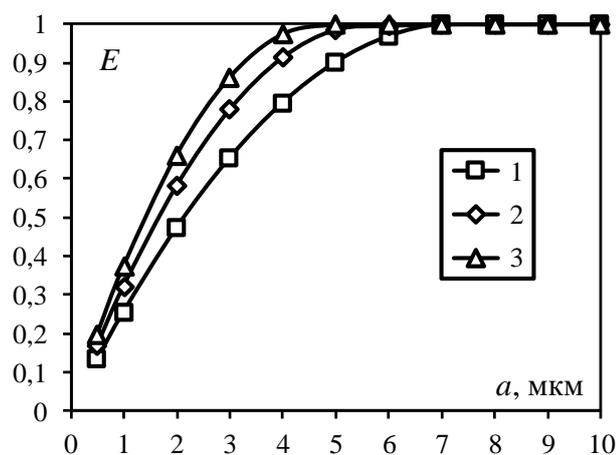


Рисунок 6.39 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц разного диаметра блочным мультивихревым сепаратором, W_{bx} , м/с: 1 – 3; 2 – 5; 3 – 7

Для сравнения, ранее были получены значения эффективности работы блочного мультивихревого сепаратора при входной скорости 3, 5 и 10 м/с при улавливании частиц диаметром от 2 до 5 мкм, она составила в среднем 72,8, 78,8 и 86 % соответственно при исполнении крышки с отверстиями 5 мм. Можно заключить, что значения ненамного отличаются. Однако, если рассматривать диапазон частиц 1-2 мм, то средняя эффективность при входной скорости 3, 5 и 10 м/с составляет 64, 65,4 и 67,9% соответственно, что делает применение данной

конструкции сепаратора в таких условиях работы более предпочтительной относительно открытого варианта исполнения задней поверхности устройства с открытыми сепарационными каналами (рисунок 5.16).

Расчеты показали, что при входной скорости газового потока равной 3, 5 и 7 м/с достигается 100 % эффективность сепарации мелкодисперсных частиц из газа при числах Стокса более 1,79, 2,7 и 2,8 соответственно. Следует отметить, что значение эффективности сепарационного устройства менее 100 % получается при относительно малых числах Стокса в интервале от 0,008 до 2.

При этом эффективность сепарационного устройства составляет более 60 % при числах Стокса более 0,31, 0,25 и 0,28 при входной скорости газа равной 3, 5 и 7 м/с соответственно (рисунок 6.40).

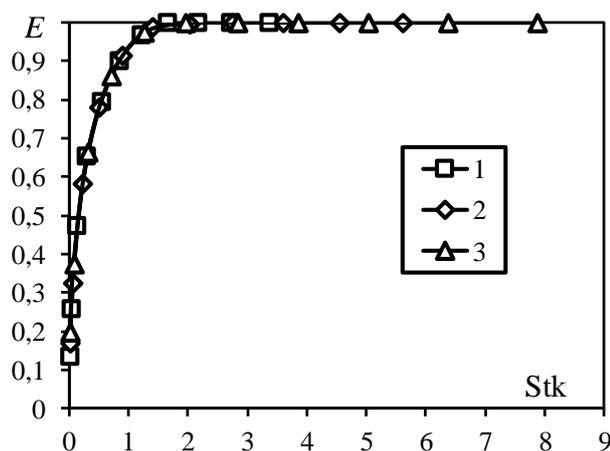


Рисунок 6.40 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц блочным мультивихревым сепаратором от чисел Стокса, W_{bx} , м/с: 1 – 3; 2 – 5; 3 – 7

Особый интерес представляет оценка влияния ширины блоков на эффективность сепарации частиц из газа, так как данный вопрос может упростить или усложнить процесс компоновки сепарационного устройства в целом. В частности, исходя из полученных результатов можно сделать вывод о необходимости большого количества блоков с относительно малым периметром входного сечения или малого количества элементов, но с относительно большим значением периметра входного сечения каждого элемента. Результаты, полученные с помощью оценочной расчетной методики, показали, что по мере

увеличения ширины b от 50 до 100 мм эффективность снижается с увеличением диаметра частиц (рисунок 6.41).

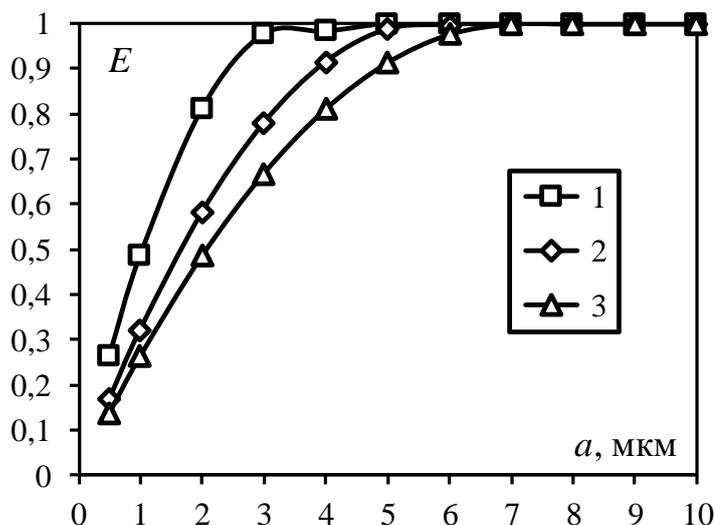


Рисунок 6.41 – Эффективность улавливания мелкодисперсных частиц разного диаметра блочным мультивихревым сепаратором с шириной блока b , мм: 1 – 50; 2 – 80; 3 – 100

Эффективность сепарации мелкодисперсных частиц из газа в сепарационном устройстве в среднем составляет 70,4, 55,3 и 47,3 % при ширине квадратных блоков b равной 50, 80 и 100 мм соответственно при размере мелкодисперсных частиц от 0,5 до 4 мкм. При сепарации частиц из газа размером от 5 мкм эффективность сепарационного устройства близка к 100 % при ширине b от 50 до 100 мм. Следует отметить, что расчет производился при базовом значении входной скорости газового потока при варьировании b от 50 до 100 мм. Таким образом, снижение эффективности обусловлено уменьшением выходной скорости из круглых отверстий, проделанных в сепарационных элементах, что приводит к снижению центробежных сил в сепарационной зоне. Кроме того, при увеличении параметра b увеличивается расстояние в сепарационной зоне, следовательно, диаметр вихрей тоже увеличивается, что приводит к снижению значений центробежных сил (рисунок 6.41).

Сопоставление всех расчетных значений по эффективности и числам Стокса показала (рисунок 6.42), что существует две области: в первой области (I) эффективность меньше 100 %, во второй области (II) эффективность равна 100 %.

Первая область (I) характеризуется числами Стокса от 0,008 до 1,79, вторая область (II) характеризуется числами Стокса более 1,79. Также можно выделить диапазон чисел Стокса $Stk > 0,25$, при которых достигается эффективность с сепарационными элементами квадратной формы равная более 60 %. Для наглядной демонстрации двух областей представлен диапазон чисел Стокса от 0,008 до 4,55. При больших числах Стокса эффективность сепарационного устройства также равна 100 % (рисунок 6.42).

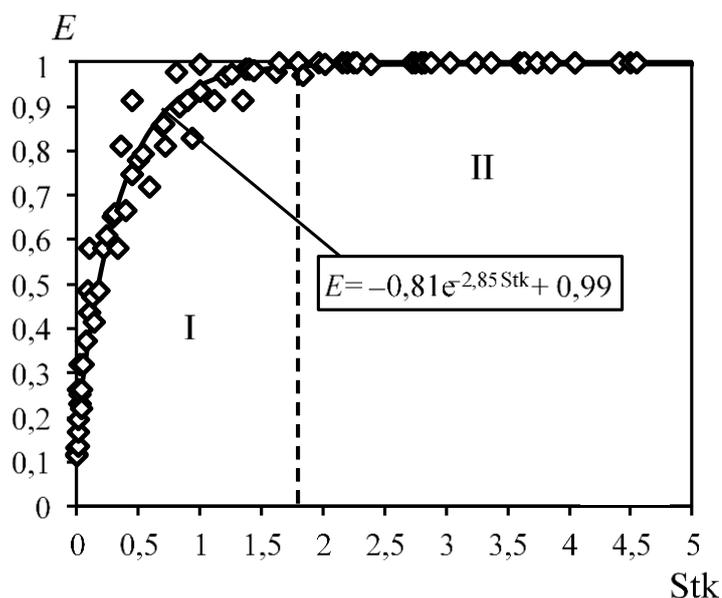


Рисунок 6.42 – Зависимость эффективности улавливания мелкодисперсных частиц блочным мультивихревым сепаратором от чисел Стокса

На основе рассчитанной зависимости эффективности блочного мультивихревого сепаратора от чисел Стокса по оценочной расчетной методике было получено экспоненциальное уравнение [293]:

$$E = 1 - 0,81e^{-2,85Stk}. \quad (6.51)$$

Оценочная методика расчета показала, что применение разработанного устройства на различных промышленных объектах для улавливания из газовых потоков мелкодисперсных частиц размером до 10 мкм и более имеет высокую рентабельность, так как при относительно небольших значениях входной скорости газового потока 3-7 м/с и иных параметрах, представленных выше и характеризующих запыленные потоки, позволяет с эффективностью близкой к

100% улавливать частицы размером от 5-6 мкм и с эффективностью более 60 % улавливать частицы размером 3-5 мкм. Эффективность улавливания частиц менее 3 мкм в среднем составляет 37,1 %, и возможна лишь при использовании блочных сепараторов для предварительной очистки. Возможные варианты совместного использования фильтров и разработанного устройства будут рассмотрены в следующей главе.

Периодичность замены фильтрующих элементов системы очистки воздуха остается актуальным вопросом. Срок эксплуатации фильтров составляет около 150 ч, что зависит от интенсивности их работы [294, 295]. Учитывая данные по временным интервалам между заменами фильтров [296], можно произвести оценочные расчеты по возможности увеличения рекомендованного срока эксплуатации фильтрующих элементов при одновременном их использовании с блочным мультивихревым сепаратором с учетом эффективности работы последнего. Предлагаемая методика анализа времени их работы позволяет исключить вероятность нерекондованных режимов работы из-за несвоевременной замены сепарационных элементов.

Массовый расход частиц в потоке можно определить по формуле:

$$G_{ma} = \frac{G_m c_0}{\rho_G}, \quad (6.52)$$

где G_m – массовый расход запыленного воздуха, кг/с; c_0 – концентрация частиц в потоке, кг/м³; ρ_G – плотность потока, кг/м³.

Массовый расход уловленных устройством частиц определяется по формуле:

$$G_{mdev} = \frac{G_{ma} E}{\rho_G}, \quad (6.53)$$

где E – эффективность работы устройства.

Расход частиц, поступающих на фильтр:

$$G_{mf} = G_{ma} - G_{mdev}. \quad (6.54)$$

После преобразования выражений получается

$$G_{mf} = \frac{G_m c_0}{\rho_G} (1 - E). \quad (6.55)$$

Время работы фильтра можно определить по формуле:

$$\tau_f = \frac{m_{af}}{G_{mf}}, \quad (6.56)$$

где m_{af} – масса осадка на фильтре, кг.

Окончательное выражение для расчета времени работы фильтра запишется:

$$\tau_f = \frac{m_{af} \rho_G}{G_m c_0 (1 - E)}. \quad (6.57)$$

Для определения массы частиц, уловленных фильтрами на предприятии ООО «Каматек», проведены промышленные испытания, во время проведения которых были взяты по три образца чистого фильтра и отработавшего максимальный период (рисунок 7.12). Отметим, что диаметр образцов составляет 100 ± 1 мм. Фильтры взвешивались на весах Garin JS3 с диапазоном измерения 0,01-500 г и ценой деления 0,01 г. Масса чистых образцов составила соответственно: 1,47 г, 1,5 г, 1,47 г. Масса отработанных образцов: 57,37 г, 51,38 г, 51,64 г, следовательно, значения массы осадка изменялись в диапазоне от 49,91 до 55,87 г.

Как было отмечено в разделе 5.2 скорость движения воздуха через фильтры составляет не более 0,5 м/с. В зависимости от степени загрязнения фильтров скорость может снижаться до 0,2 м/с. Стоит отметить, что данный параметр является важным для обеспечения допустимых условий труда персонала [297]. Расход воздуха варьируется в диапазоне от 10 до 20 кг/с. Концентрация частиц в среднем составляет 5 мг/м^3 . Таким образом, фильтры необходимо менять через 35-60 дней, в зависимости от интенсивности работы производства.

Далее необходимо определить максимальную массу частиц, которую может уловить предлагаемый сепаратор [298], с учетом того, что при попадании в сепарационный канал поток делится на две равные части с образованием вихрей (рисунок 6.43). Под действием центробежной силы твердые частицы из потока оседают в зонах сепарационных каналов, образованных в пространстве между стенкой и вихревым столбом.

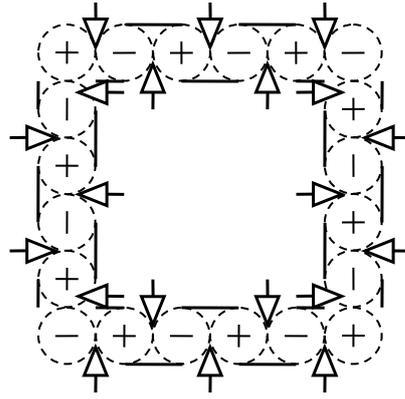


Рисунок 6.43 – Схема образования вихрей в сепарационном канале блочного мультивихревого сепаратора: «+» вращение вихрей по часовой стрелке, «-» вращение вихрей против часовой стрелки

На одном сепарационном блоке шириной b и высотой z образуется осадок объемом:

$$V_{s1} = 4d_v^2 \left(1 - \frac{\pi}{4}\right) z, \quad (6.58)$$

или, с учетом того, что диаметр вихрей связан с шириной сепарационных блоков соотношением $d_v = b/4$ (рисунок 6.43):

$$V_{s1} = \left(1 - \frac{\pi}{4}\right) \frac{b^2}{4} z. \quad (6.59)$$

Для n элементов можно записать:

$$V_{sn} = n \left(1 - \frac{\pi}{4}\right) \frac{b^2}{4} z. \quad (6.60)$$

Если предположить, что частицы имеют сферическую форму равного диаметра и высокую плотность частиц внутри слоя, то масса слоя определится по формуле:

$$m_{sn} = n \frac{\pi b^2 z \rho_a}{12\sqrt{2}} \left(1 - \frac{\pi}{4}\right). \quad (6.61)$$

Время работы сепарационного устройства определится:

$$\tau_{dev} = \frac{m_{sn} \rho_G}{G_m c_0 E}. \quad (6.62)$$

Результаты оценки времени работы блочного сепарационного устройства представлены графически (рисунок 6.44, 6.45).

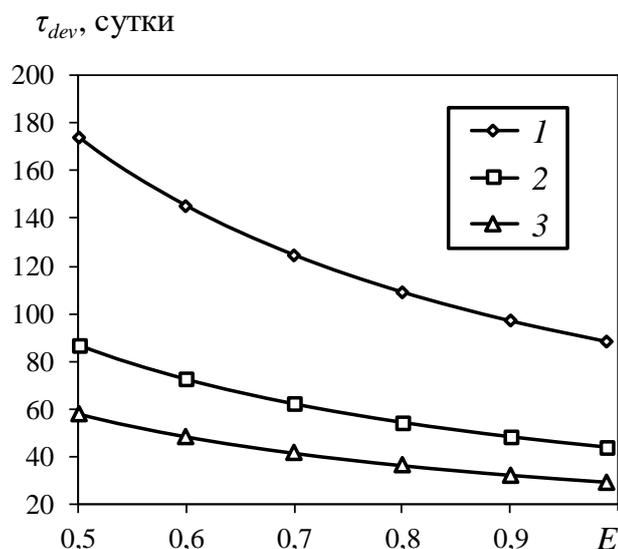


Рисунок 6.44 – Предполагаемое время работы блочного сепаратора с эффективностью при концентрации частиц в потоке c_0 , кг/м³: 1 – $5 \cdot 10^{-6}$,
2 – $10 \cdot 10^{-6}$, 3 – $15 \cdot 10^{-6}$

С увеличением эффективности работы устройства и концентрации частиц в потоке время его работы снижается. Время работы сепарационного устройства составило более 30 дней при наибольшей запыленности воздуха. В реальных условиях данная конструкция сможет проработать от 50 до 150 дней. Кроме того, как показали эксперименты, под воздействием потока воздуха осадок отваливается от поверхности и падает в виде крупных комков, которые легко уловить. Следовательно, время работы можно существенно увеличить, предусмотрев емкость для сбора осадка (рисунок 6.44).

Таким образом, время работы фильтра может быть увеличено на величину:

$$\Delta\tau = \frac{m_{af} \rho_G}{G_m c_0} \frac{E}{1-E}. \quad (6.63)$$

Исследования показали, что время работы фильтров может быть увеличено на срок от 22 до 65 дней при эффективности блочного сепаратора 0,6 (рисунок 6.45). Результаты исследований показали, что ширина блоков не оказывает влияние на предельное значение массы слоя частиц. Скорость прохождения запыленного

потока через сепаратор равна скорости прохождения через фильтр, следовательно, сопротивление будет минимальным и практически не увеличит нагрузку на вентилятор.

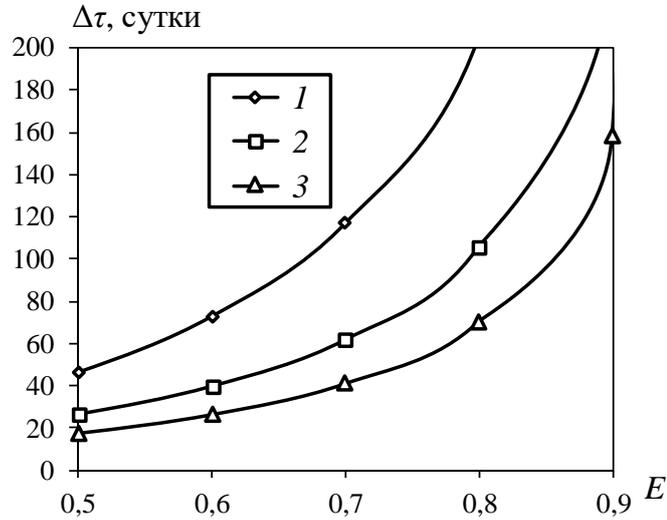


Рисунок 6.45 – Увеличение времени работы фильтра в зависимости от эффективности работы блочного сепаратора при концентрации частиц в потоке c_0 , кг/м³: 1 – $5 \cdot 10^{-6}$, 2 – $10 \cdot 10^{-6}$, 3 – $15 \cdot 10^{-6}$

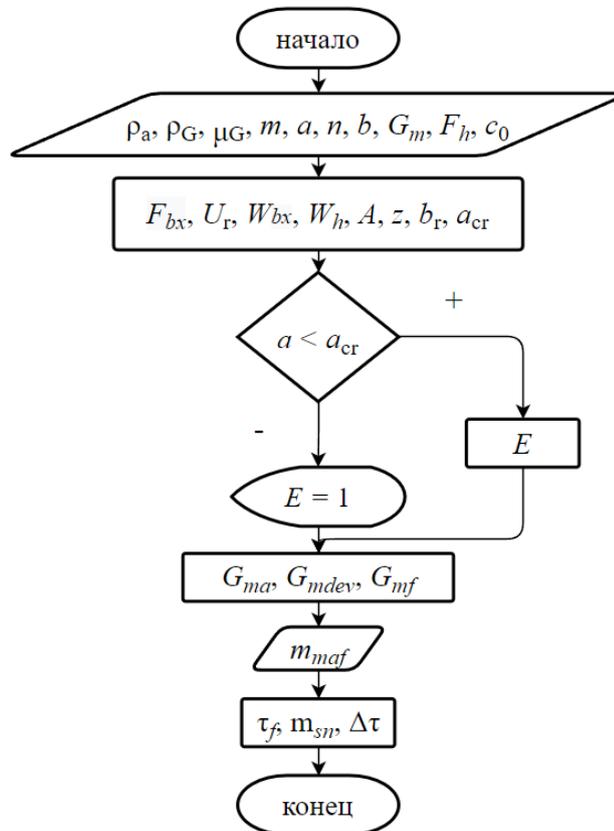


Рисунок 6.46 – Алгоритм расчета блочного сепаратора

Алгоритм расчета блочного сепаратора по предложенной инженерной методике для определения конструкционных размеров сепарационной зоны устройства, а также по определению вероятного ресурса работы сепаратора от физических свойств сред и режимных параметров работы представлен в виде блок-схемы (рисунок 6.46).

6.4. Выводы по главе 6

1. Разработаны инженерные методики расчета мультивихревых аппаратов для сепарации многофазных сред и очистки газов, что позволяет оптимизировать их конструкцию и эксплуатацию, для удобства алгоритмы расчетов представлены в виде блок-схем.

2. Методика расчета мультивихревого классификатора-сепаратора позволяет оценить конструктивные размеры сепарационной зоны устройства для подбора условий работы с наибольшей эффективностью с помощью программы Orange Data Mining. Анализ данных полученных в ходе машинного обучения с помощью программы Orange Data Mining показал, что наиболее эффективными моделями машинного обучения и регрессии для прогнозирования параметров мультивихревого классификатора являются нейронные сети, метод опорных векторов (SVM) и градиентный бустинг. Модели Tree, PLS и Stochastic Gradient Descent являются менее эффективными. Применена модель машинного обучения Neural Network и написан код на Python для анализа и обработки данных.

3. Написанный код на Python выполняет подгонку модели к данным из Excel-файла, в который загружены данные из Ansys Fluent с использованием метода наименьших квадратов. Это позволило оценить недостающие данные и улучшить понимание процессов классификации и очистки. С помощью аппроксимирующей функции Гомперца с осцилляцией получена зависимость между эффективностью мультивихревого классификатора и диаметром частиц, скорости подачи воздуха

$$E = \exp^{-a \cdot \exp^{-bx}} + c \cdot \exp^{-d(x-e)^2} \cdot \sin(f(x-e)).$$

4. Разработанный алгоритм расчета мультивихревого классификатора точно отражает характеристики разделения частиц и может использоваться для изучения гидромеханического процесса классификации. Более низкие скорости потока приводят к более крупным размерам фракций, т.к. эффективная центробежная сила, действующая на частицу, снижается, что снижает четкость классификации и является нежелательным процессом.

5. Методика расчета сепаратора с вставками I-профиля позволяет оценить эффективность работы устройства при различных конструктивных исполнениях модифицированной вставки в виде двутаврового элемента с учетом обеспечения его минимального прогиба в точке крепления. Разработанный алгоритм расчета конструктивных и технологических параметров работы сепаратора с двутавровыми элементами также учитывает условия компоновки вставок сепаратора в целом с учетом условия $b = 0,21L$ при разном количестве рядов и вставок в каждом ряду.

При соотношении параметров ширины боковой грани двутавра к ширине двутавра $b_1/b < 0,23$ эффективность сепарации не зависит от среднерасходной скорости газа. Эффективность сепарации равна 1 в диапазоне $0,15 < b_1/b < 0,23$. При значениях $b_1/b < 0,15$ эффективность сепарации возрастает практически по линейной зависимости.

6. Методика расчета блочного мультивихревого сепаратора позволяет определить высоту сепарационной зоны, эффективность устройства и оценить время его эффективной работы. Выявлено некоторое критическое значение диаметра частицы, равное 2,66 мкм, по достижению которого эффективность блочного сепаратора начинает снижаться.

7. При использовании блочного сепаратора в качестве предварительной ступени очистки (перед тканевыми фильтрами) время работы фильтров может быть увеличено на срок от 22 до 65 дней при эффективности блочного сепаратора 0,6.

8. Уменьшение коэффициента A приводит к выполнению условия равнопроточности расхода газа между входными отверстиями в сепарационные блоки и круглыми отверстиями, сделанными в стенках блоков, вследствие этого создается упорядоченная вихревая структура, при которой достигается

максимальная эффективность сепарации частиц из газа. Уменьшение b ведет к увеличению скорости течения газа внутри каналов и к уменьшению диаметров вихрей в сепарационной зоне, следовательно, центробежные силы достигают более высоких значений и эффективность устройства возрастает. Для улавливания частиц 3 мкм и менее необходима большая высота канала сепарационной зоны устройства более 200 мм.

ГЛАВА 7. ПРОМЫШЛЕННОЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЕ МУЛЬТИВИХРЕВЫХ АППАРАТОВ С МНОЖЕСТВЕННЫМИ ВИХРЯМИ

Систематизация аппаратов вихревого типа по некоторым характеристикам дисперсионной среды, встречающейся в химико-технологических процессах в промышленности, позволила разработать целую группу эффективных, доступных и недорогих устройств. В рамках исследования была разработана также схема выбора наиболее подходящих вихревых аппаратов с учетом особенностей проводимого процесса, его конструкции и требований, предъявляемых к ним (таблица 7.1), что упрощает их подбор для промышленных процессов с различными особенностями, а также по конструктивным совершенствам вихревого аппарата, которые его характеризуют, и соответственно, определяют его выбор при установлении таких требований к проводимому процессу. Как можно заметить (таблица 7.1), требования достаточно разнообразны и зависят от назначения аппарата и условий его эксплуатации. Здесь приводятся только лишь названия разработанных аппаратов и основное предназначение их создания с кратким описанием. Более детальное описание и исследование работы этих устройств приводится далее в разделах, посвященных отдельным их конструкциям.

Одним из свойств твердых частиц является слипаемость. При улавливании частиц, обладающих слипаемостью, эксплуатационная надежность аппаратов будет зависеть от свойств сцепления частиц друг с другом. Из-за частичного или полного забивания отдельных элементов аппарата улавливаемым продуктом для многих сепарационных устройств установлены определенные границы применимости в зависимости от этого параметра. Для процессов с большим содержанием липких частиц может быть использован блочный сепаратор с множеством вихрей в сепарационной зоне с открытой задней поверхностью блока (без крышки), что позволяет быстро выгрузить слипшиеся уловленные частицы в виде комков из сепарационной зоны устройства. Ограничением эксплуатации

является вместимость сепарационной зоны устройства.

Таблица 7.1 – Схема выбора аппаратов мультивихревого типа с учетом особенностей проведения процессов промышленных предприятий [299]

Признаки, определяющие выбор вихревого аппарата*	Блочный мультивихревой сепаратор		Сепаратор с модифицированными вставками в виде			Мультивихревой классификатор	Мультивихревой сепаратор
	с крышкой	без крышки	С-профиля	П-профиля	Г-профиля		
Абразивность частиц	–	–	++	–	–	–	–
Слипаемость частиц	+	++	–	–	+	–	–
Потоки с большой концентрацией частиц	–	+	+	+	++	+	+
Высокая эффективность при минимальном гидравлическом сопротивлении среди рассматриваемых конструкций	++	+	–	–	–	+	+
Низкое гидравлическое сопротивление	–	+	+	–	+	–	++
Фракционирование частиц	–	–	–	+	–	++	–
Разделение эмульсий	–	–	–	++	–	–	–
Проведение процессов теплообмена	–	–	–	+	–	+	–
Компактность конструкции	–	–	–	–	–	+	+

*Примечание**: обозначения в таблице 7.1 + аппарат рекомендуется к использованию, – не рекомендуется, ++ наиболее предпочтительный аппарат среди рассматриваемых

Частицы задерживаются в сепарационной зоне за счет центробежной силы, отбрасывающей их из завихренной структуры, созданной с помощью отверстий для выхода потока в корпусе в сторону внутренней стенки. Область контакта газового потока со стенками устройства сведена к минимуму, что позволяет обеспечить низкие потери давления. Модификация этой конструкции блочного сепаратора с крышкой позволит очищать потоки с малой концентрацией частиц с большей эффективностью при минимальном гидравлическом сопротивлении. В крышке выполнены соосно отверстия для выхода газа, уловленные частицы остаются внутри устройства в его сепарационной зоне, причем частицы могут быть в потоке с разной степенью слипаемости, но с небольшой концентрацией.

Часто газовые выбросы содержат большую концентрацию дисперсной фазы, в том числе липкой, в подобных случаях целесообразно использовать сепаратор с модифицированными вставками в виде I-профиля, установленными поперечно навстречу набегающему потоку. Дисперсные частицы сепарируются из потока при прохождении через ряды I-профилей за счет центробежных сил, агломерируясь на их поверхности и далее спускаясь в приемный бункер.

Знание значений концентрации частиц на различных участках конструкции сепаратора с модифицированными вставками может помочь снизить износ оборудования, а также истирание частиц в зависимости от их твердости, размера и плотности, которое обычно рассматривается как нежелательный процесс.

В таком случае, для процессов с большим содержанием абразивных частиц с учетом их истирающего действия может быть использован сепаратор с модифицированными вставками в виде С-профиля (дугообразных элементов). Такой профиль вставок менее подвержен истиранию, чем I-профиль элементов сепаратора. При огибании дуг С-профиля, установленных вогнутой стороной навстречу набегающему потоку, возникают центробежные силы, а частицы сепарируются из потока, удерживаясь скругленными стенками дуг профиля. При этом образуются небольшие области застойных зон (циркулирующих завихрений) внутри С-профилей и в меньшей степени непосредственно за ними, сами же частицы, отскакивают от стенок.

Более сложная форма модифицированных вставок не всегда приводит к повышению эффективности сепарации мелкодисперсных частиц из газа. Кроме того, увеличивается гидравлическое сопротивление устройства вследствие наличия большого количества местных сопротивлений, и, соответственно, энергозатраты на проведение процессов. Осаждение дисперсной фазы происходит на поверхности модифицированных вставок, увеличиваясь со временем и ссыпаясь под действием силы тяжести в приемный бункер. В ходе проведенных исследований было установлено, что наиболее эффективными элементами в сепараторе являются I-профили, меньшую эффективность обеспечивают С-профили и наименее эффективными являются П-профили.

П-профиль вставок не имеет загибов как дуги С-профиля, из-за чего несущая способность снижается, однако это не главная задача, на которую ориентирована данная конструкция. Сепаратор с П-профилем вставок можно использовать для разделения эмульсий. Между П-образными вставками возникает центробежная сила, разделяющая поток системы жидкость-жидкость на разные фракции в зависимости от их плотности. П-образные вставки установлены рядами в сепараторе вертикально полками назад по отношению к движению несущего потока в шахматном порядке из-за возникающих циркуляционных токов. Жидкость с меньшей плотностью после процесса разделения эмульсии устремляется ко дну сепаратора, где выводится из устройства через специально проделанные отверстия в нижней части корпуса. Данная конструкция сепаратора с П-образными вставками предназначена для фракционирования полидисперсных частиц и может быть применена для выделения фракций частиц заданного размерного диапазона. Кроме того, плоская конструкция этого сепаратора может быть использована для проведения процессов тепломассообмена.

В некоторых технологических процессах химической промышленности ставится задача повторного использования уловленных частиц. Для этого уловленный материал необходимо фракционировать на определенные группы частиц (например, крупные и мелкие). Кроме этого, предварительная классификация частиц по крупности оказывает положительное влияние на сам

процесс сепарации. Наиболее эффективным в этом случае будет применение мультивихревого сепаратора, который позволяет одновременно сепарировать твердые частицы из потока и фракционировать их.

При прохождении газа с частицами через щели поток разделяется на две равные струи, движущиеся в противоположном направлении относительно друг друга к внутренней стенке внешней трубы, при достижении которой они зеркально отражаются и образуют завихрения в межтрубном пространстве. Так возникают центробежные силы, отбрасывающие частицы сыпучего материала из структурированного потока. При движении газового потока вверх по межтрубному пространству частицы выбиваются из структуры потока с помощью пластины с отверстиями, после чего падают на днище.

Для достижения высокой эффективности процесса, относительно низкого гидравлического сопротивления сепаратора и, как следствие, низких энергетических затрат, а также в тех случаях, когда необходимо уловить все частицы без их классификации по размерам, наиболее подходит сепаратор с наклонными пластинами. Наклонные сепарационные пластины в межтрубном пространстве устройства способствуют повышению эффективности при условии, что они размещаются выше уровня расположения прорезей, сделанных во внутренней трубе сепаратора, с одинаковым шагом друг от друга. При этом угол наклона сепарационных пластин на эффективность не влияет. Несколько рядов сепарационных наклонных пластин по высоте аппарата образуют практически непроницаемую для прохождения газа поверхность по своей форме близкой к цилиндрической для прохождения газа, что позволяет снизить унос мелко- и среднedisперсных твердых частиц восходящим потоком. Кроме того, одним из достоинств предлагаемого сепаратора с пластинами является относительно небольшое гидравлическое сопротивление.

Таким образом, вихревые аппараты различаются конструктивным исполнением и областью их рационального применения в технологических процессах. Очевидна важность правильного выбора эффективной конструкции сепаратора. С помощью схемы (табл. 7.1) можно подобрать необходимый вихревой

аппарат для интенсификации различных технологических процессов с различными особенностями дисперсной среды и исключить последующие проблемы при эксплуатации устройства, вызванные неверным выбором конструкции на стадии проектирования.

В таблица 7.2 представлены отдельные характеристики различных типов аппаратов на основании исследований [64], а также предполагаемые зависимости эффективности от параметров разделяемых потоков.

Таблица 7.2 – Характеристики аппаратов по различным показателям

Показатели	Мультивихревой классификатор-сепаратор	Сепаратор с модифицированными вставками	Блочный сепаратор	Центробежные низконапорные	Центробежные средненапорные
1	2	3	4	5	6
Гидравлическое сопротивление, Па	300–2000	100–2000	200–1800	750-1250	750-1500
Ориентировочный минимальный размер улавливаемых частиц, мкм	до 10	5	3	30-40	8-25
Нижняя предельная температура газа, °С	Выше точки росы				
Верхняя предельная температура газа, °С	200	650	Определяется материалом аппарата		
Зависимость эффективности от влажности	нет				

1	2	3	4	5	6
Зависимость эффективности от концентрации частиц	Зависит от размера межтрубного пространства	Зависит от количества рядов вставок, числа вставок в ряду, геометрией вставки	Зависит от размера сепарационного прохода	Зависит от диаметра аппарата и свойств пыли	

Далее рассмотрены схемы модернизации установок для сепарации многофазных сред и очистки газов с использованием мультивихревых аппаратов.

7.1. Модернизация установки фракционирования сыпучего материала

Одной из наиболее важных технологических операций любой схемы процесса измельчения является классификация частиц по размерам. В частности, для технологических процессов в химии и нефтехимии необходимы узкие гранулометрические фракции продукта, иначе это приводит к ухудшению его качественных характеристик, например, влагостойкости, сорбционной емкости. По этой причине обычной практикой является применение в установках фракционирования сыпучего материала гидродинамических подходов, таких как центробежное разделение в циклонах, особенно при классификации частиц относительно мелких размеров. Циклоны обладают такими преимуществами как простота конструкции и высокая производительность, но эффективность отделения в них мелких частиц невысока. Указанная проблема является актуальной при производстве катализаторов и адсорбентов, представляющих собой сыпучий порошок на основе силикагеля. Такой продукт может применяться, например, в адсорберах в процессе одновременной осушки и отбензинивания природного газа при подготовке его к транспорту. На первом этапе силикагель измельчается в

мельнице. Однако, после помола полученные частицы имеют широкий диапазон размеров. Следующие этапы производства заключаются в классификации мелкодисперсных частиц размером до 40 мкм. На этих этапах предлагается использовать мультिवихревой классификатор, который обеспечивает значительное преимущество в производительности и фракционной эффективности по сравнению с традиционно используемым циклоном, который имеет низкую селективность. Применение мультिवихревого классификатора в среднем на в 1,86 раза обеспечивает большую селективность, чем у циклона, что доказано промышленными испытаниями, результаты которых представлены в таблице 7.3. Акт внедрения разработанной конструкции мультिवихревого классификатора и технологической схемы реализации процесса представлен в приложении 1 к настоящей работе.

Рассмотрим разработанную принципиальную схему фракционирования сыпучего материала, в частности, силикагеля (рисунок 7.1). Диаметр трубы на выходе из сепаратора 100 мм. Скорость около 8–10 м/с. Средний размер частиц должен быть 11–15 мкм. При этом частиц 40 мкм не должно превышать 1–2%. Проблема заключается в том, что активный сепаратор после мельницы оставляет часть крупных частиц (3–5%). С увеличением скорости вращения сепаратора средний размер частиц сильно уменьшается. Силикагель поступает в бункер 2, откуда питателем 3 подается на измельчение в ударно-вихревую мельницу 4, где производится помол до требуемой фракции. Сыпучие материалы, подвергаемые переработке, обычно после измельчения имеют широкое распределение по размерам, и это распределение может варьироваться в зависимости от свойств материала и преобладающих условий эксплуатации. С целью разделения силикагеля требуемой дисперсности от 10 до 40 мкм порошок подается в мультिवихревой классификатор 5. Отсепарированные частицы транспортируются обратно на повторное измельчение мельницей. Поток с мелкодисперсной фракцией из классификатора направляется в циклоны 6.

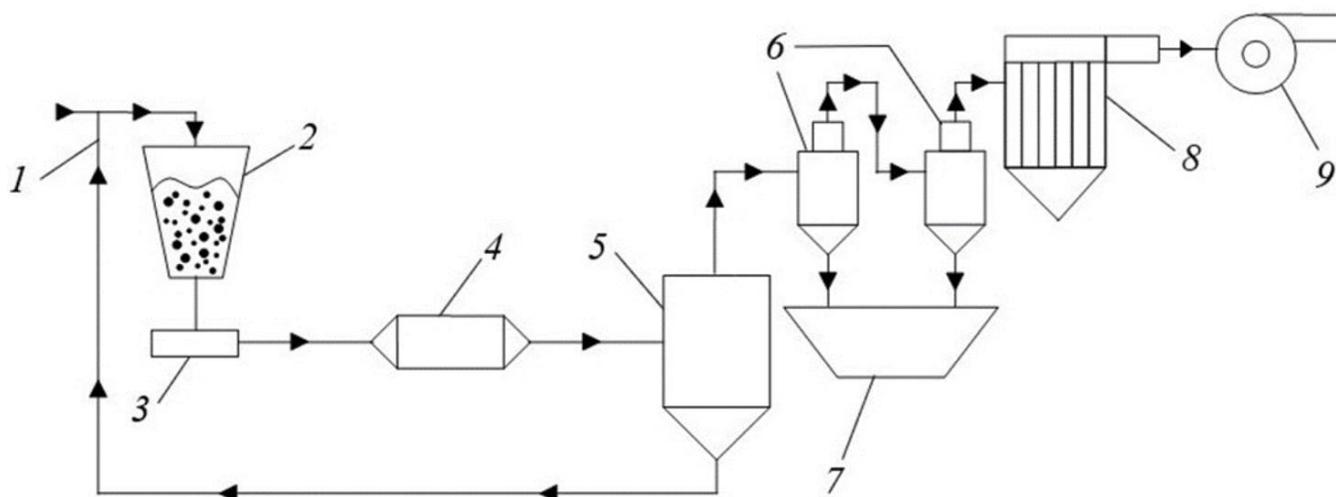


Рисунок 7.1 – Принципиальная схема фракционирования сыпучего материала: 1 – пневмотранспортная линия; 2 – расходный бункер; 3 – питатель; 4 – мельница ударно-вихревого типа; 5 – мультивихревой классификатор; 6 – последовательно соединенные циклоны; 7 – бункер для готового продукта; 8 – рукавный фильтр; 9 – центробежный вентилятор

Таким образом, разработанный классификатор разделяет частицы на две составляющие с крупностью граничного зерна равной 40 мкм. Частицы более 40 мкм должны быть уловлены, а частицы размером менее 40 мкм не улавливаются и поступают далее по линии в группу циклонов, которые улавливают требуемую фракцию от 10 до 40 мкм, согласно технического задания. Уловленные частицы ссыпаются в бункер и являются готовым продуктом. Оставшиеся частицы в потоке улавливаются в рукавном фильтре 8, очищенный при этом воздух выбрасывается в атмосферу. Скорость несущего газа находится в диапазоне 8–10 м/с. Средний размер частиц должен быть 11–15 мкм. При этом содержание частиц 40 мкм не должно превышать 1–2%.

Проблема на существующем производстве до модернизации заключалась в том, что активный сепаратор после мельницы не обеспечивал качественное отделение крупных частиц из потока, и их остаточная концентрация составляла 3–5%.

	Сепаратор, мкм			Циклон, мкм			Материал, используемый для помола	Влажность материала до помола, %	Время помола, мин	Производительность, кг/ч	Нагрузка на сепаратор, %	Нагрузка на дозатор, %	Нагрузка по току, А	Перепад давления, кПа	Соотношение сепаратор/циклон, кг/кг	Общий выход	Примечание
	d10	d50	d90	d10	d50	d90											
Эксперимент 1	6,397	48,03	97,46	4,154	28,04	76,98											Мельница 1. Неправильный поток воздуха
Эксперимент 2	4,286	30,59	84,69	3,371	11,50	48,03											Мельница 1. Неправильный поток воздуха
Эксперимент 3	4,215	29,49	87,47	3,712	15,26	64,87											Мельница 1. Неправильный поток воздуха
Эксперимент 4	3,537	9,033	22,79	3,793	9,004	21,68	ПС синтез № 69 (уст.№3)	61,3			90	7-8	15-16	2-3	0,649	63,0%	Мельница 2
Эксперимент 5	4,727	14,44	48,95	4,294	11,32	32,92	ПС синтез № 69 (уст.№3)	61,3			45	11-13	16-17,5	4,0-4,5	0,633	81,7%	Мельница 2
Эксперимент 6	4,007	16,88	64,73	3,657	11,5	44,11	ПС синтез № 144 (уст.№3) с распылительной сушилки	11,7	10		20	20-25	16-16,5	5,1-5,3	0,178	87,4%	Мельница 2
Эксперимент 7	4,442	18,38	57,98	4,046	12,21	37,47	ПС синтез № 144 (уст.№3) с распылительной сушилки	11,7	19,9		20	10-12	15-15,3	5,1-5,3	0,146	83,4%	Мельница 2
Эксперимент 8.1	3,5	14,78	55,6	3,432	11,46	43,37	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		20	10-12	14,0-14,5	5,1-5,3	0,124	84,1%	Проба через 15 минут помола при данном режиме (Мельница 2)
Эксперимент 8.2	3,5	14,78	55,6	3,747	12,86	46,64	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		20	10-12	14,1-14,6	5,1-5,3	0,124	84,1%	Проба, отобранная через 59 минут помола (Мельница 2)
Эксперимент 8.3	3,5	14,78	55,6	3,809	13,24	48,06	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		20	8	14,0-14,4	5,1-5,3	0,124	84,1%	Через 1 час снизили нагрузку на дозатор (Мельница 2) до 8%, пробу отобрали через 75 минут помола
Эксперимент 8.4	3,5	14,78	55,6	3,629	13,2	47,2	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		20	8	14,0-14,6	5,1-5,3	0,124	84,1%	Пробу отобрали через 120 минут помола (Мельница 2)
Эксперимент 8.5	3,5	14,78	55,6	3,654	14,17	49,1	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		30	10	14,0-14,5	5,1-5,3	0,124	84,1%	Затем через 140 минут увеличили сепаратор до 10%, а после 161 минуты увеличили сепаратор до 30% (Мельница 2)
Эксперимент 8.6	3,5	14,78	55,6	2,976	9,406	33,95	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		100	10	14,6-14,7	5,1-5,3	0,124	84,1%	Через 178 минут увеличили нагрузку на сепаратор до 100% (Мельница 2)
Эксперимент 8.7	3,5	14,78	55,6	3,822	14,24	49,82	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		20	10	14,5-14,6	5,9	0,124	84,1%	Через 279 мин открыли заслонку на ВВД на 100% (Мельница 2)
Эксперимент 8.8	3,5	14,78	55,6	3,872	14,63	49,27	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		20	10	14,0-14,3	5,4-5,5	0,124	84,1%	Открыли заслонку через 300 мин на ВВД на 50 % (Мельница 2)
Эксперимент 8 усредненная проба	3,5	14,78	55,6	3,395	12,28	44,44	ПС синтез № 146/6 (уст.№3) с распылительной сушилки	8,1	324		20	10	14,0-14,4	5,1-5,3	0,124	84,1%	Усредненная проба (мельница 2)

Таблица 7.3 – Данные проведенных экспериментов

Состав и физические свойства среды, а также рабочие условия представлены в таблице 7.4.

Таблица 7.4 – Состав и физические свойства среды, рабочие условия

Наименование потоков	Силикагель		
	1	2	3
Варианты работы			
Производительность, кг/ч	134,9	202,3	303,5
Рабочая температура в аппарате, °С	60–110		
Степень влажности, %	10	40	60
Состав, % масс.			
Вода	10	40	60
Диоксид кремния	90	60	40
Насыпная плотность, кг/м ³	250-500		
Фактическая плотность при рабочих условиях, кг/м ³	1231		
рН (5% водный раствор)	6-8	3,5-5	6-8

Эффективность аппаратов при улавливании частиц в диапазоне 10-40 мкм была рассчитана в ходе промышленных испытаний на предприятии ООО «Скатз» и стремится к нулевому значению (рисунок 7.2).

В среднем фракционная эффективность циклона при традиционной схеме улавливания частиц составила 10, 50 и 90% для эквивалентного диаметра сферы 3,68, 12,28 и 42,13 мкм соответственно, такие же значения фракционной эффективности были достигнуты для эквивалентного диаметра сферы равного 3,70, 14,75 и 53,44 мкм в случае улавливания частиц мультивихревым классификатором (рисунок 7.2).

Увеличить селективность возможно применением последовательно соединенных аппаратов. При использовании трех последовательно соединенных классификаторов (рисунок 6.11) общая эффективность составляет:

$$E_3 = 1 - (1 - E)^3. \quad (7.1)$$

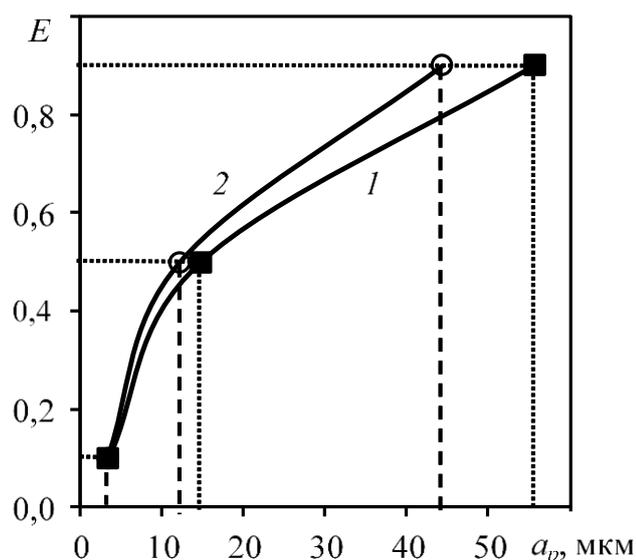


Рисунок 7.2 – Фракционная эффективность силикагеля от эквивалентного диаметра сферы частиц по объему для аппарата: 1 – циклон; 2 – мультивихревой классификатор

Эффективность одного аппарата из этой последовательности классификаторов описывается функцией, представленной на рисунке 6.12.

Характерная «S»-образная кривая делает полезной использование сигмоиды (математической функции, которая преобразует любое действительное число в значение от 0 до 1) в ситуациях, когда необходимо преобразовать выходные данные в вероятности. Таким образом, была получена зависимость для полученных результатов (рисунок 6.12) [300]

$$E = \frac{1}{1 + e^{-c_1(a-c_2)}} A, \quad (7.2)$$

где c_1 , c_2 – это коэффициенты, характеризующие угол поворота кривой, A – поправочный коэффициент, учитывающий значение, к которому стремится функция в исследуемом диапазоне частиц.

В результате обработки данных для коэффициентов c_1 и c_2 получены степенные зависимости (рисунок 7.3) вида:

$$\begin{cases} c_1 = 0,07W^{0,54}, \\ c_2 = 73,9W^{-0,16}. \end{cases} \quad (7.3)$$

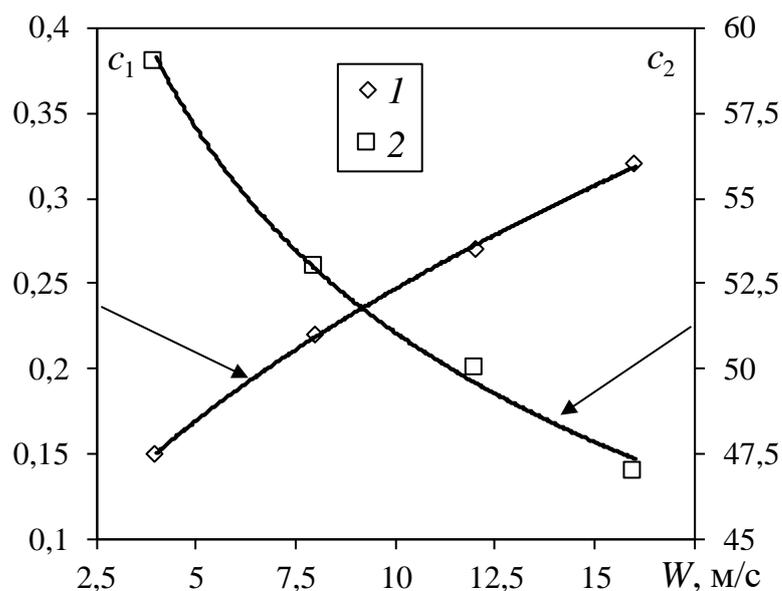


Рисунок 7.3 – Определение коэффициентов при разной скорости воздуха W : 1 – c_1 ;
2 – c_2

Выражения (7.1) и (7.3) позволяют спрогнозировать эффективность работы каскада из трех классификаторов в зависимости от скорости подачи воздуха в них. Для исследуемого диапазона размеров частиц коэффициент A составляет для частиц диаметром 100 мкм – 0,90, 80 мкм – 0,92, 70 мкм – 0,93 и 65 мкм 0,94 при скорости газа 4, 8, 12 и 16 м/с соответственно.

Расчет показал, что капитальные затраты на изготовление новой установки составляют 2000000 руб. С учетом транспортных расходов (7%), расходов на дополнительный материал (3%) и расходов на монтаж (10%) получим расходы на внедрение новой установки 2400000 руб. Ежегодные затраты на амортизацию составляют 10% от стоимости 200000 руб. С учетом расходов на текущий ремонт и содержание оборудования (24%) итоговая сумма расходов составляет 3480000 руб. Капитальные затраты на модернизацию оборудования, разработку проекта и установку в систему классификатора-сепаратора составляют 1500000 руб. Расходы на электроэнергию, потребляемую агрегатами, с учетом коэффициента одновременности 0,65, годового количества часов 8760, мощности 212 кВт, стоимости электроэнергии 3,7 руб./кВт·ч получим в размере 4809940,8 руб. Годовой выпуск продукции в натуральном выражении 50 т/год. Стоимость целевого продукта 256,32 руб./кг.

Итого общие затраты на проект составляют (IC) 10740000 руб. капитальных вложений, а годовые расходы составляют 950059,2 руб.

Выручка от реализации товарной продукции составит в год 12816000 руб.

Срок полезного использования (n): 10 лет (120 месяцев)

Ставка дисконтирования (r): 16% (годовая) или 1,33% (месячная).

Чистый дисконтированный доход NPV вычисляется по формуле:

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} - |IC|. \quad (7.4)$$

Для упрощения расчетов можно использовать формулу для аннуитета:

$$NPV = CF_t \frac{1 - (1+r)^{-n}}{r} - IC = 12816000 \cdot \frac{1 - (1 + 0,0133)^{-10}}{0,0133} - 10740000 = 51202643,36 \text{ руб.} \quad (7.5)$$

Расчет PI (индекс доходности):

$$PI = \frac{NPV + IC}{IC} = \frac{12816000 + 10740000}{10740000} = 5,77. \quad (7.6)$$

Формула для расчета DPP (дисконтированный срок окупаемости):

$$DPP = \frac{\ln\left(1 - \frac{IC}{NPV + IC}\right)}{\ln(1+r)} = \frac{\ln\left(1 - \frac{10740000}{51202643,36 + 10740000}\right)}{\ln(1 + 0,0133)} = 0,84 \text{ лет.} \quad (7.7)$$

Расчет дисконтированного платежного потока (DCF) для каждого года

Год 1: $12816000/(1+0,16)^1 = 11048275,86$ руб.

Год 2: $12816000/(1+0,16)^2 = 9524375,74$ руб.

Год 3: $12816000/(1+0,16)^3 = 8210668,74$ руб.

Год 4: $12816000/(1+0,16)^4 = 7078162,71$ руб.

Год 5: $12816000/(1+0,16)^5 = 6101864,41$ руб.

Год 6: $12816000/(1+0,16)^6 = 5260227,94$ руб.

Год 7: $12816000/(1+0,16)^7 = 4534679,26$ руб.

Год 8: $12816000/(1+0,16)^8 = 3909206,25$ руб.

Год 9: $12816000/(1+0,16)^9 = 3370005,39$ руб.

Год 10: $12816000/(1+0,16)^{10} = 2905177,06$ руб.

7.2. Модернизация установок очистки отходящих промышленных газов из реактора для каталитического дегидрирования углеводородов

Промышленные компании, реализующие процессы нефтехимического синтеза, нацелены на повышение надежности используемых аппаратов и сокращение эксплуатационных расходов, в том числе при их техническом обслуживании. На химических, нефтехимических предприятиях широкое применение нашли реакторы с псевдооживленным слоем катализатора, например, в процессах каталитического дегидрирования, которые играют важную роль при получении мономеров для многотоннажных производств синтетических каучуков, спрос на которые постоянно растет. Рассмотрим принципиальную схему процесса непрерывного дегидрирования углеводородов, в частности бутана в *n*-бутилены, на пылевидном катализаторе [301].

В верхней части реакторов и регенераторов установлены циклоны с целью предотвращения уноса пылевидного катализатора. При этом унос катализатора газом все же происходит, что приводит к увеличению расхода катализатора, а также к затруднениям использования далее по линии отходящих газов сепараторов. С учетом высокой стоимости катализатора, его токсичности и использования больших его объемов, возникает необходимость в тонкой очистке газа от катализаторной пыли. В настоящее время для этих целей используются электрофильтры, эффективность очистки которых варьируется в диапазоне 85–88%, при скорости потока 1,0 м/с и температуре газа на входе 250–300°C. В настоящей работе предложен вариант более глубокой очистки, сопряженной с заменой циклонов в реакторе с псевдооживленным слое и регенераторе для восстановления активности катализатора сепаратором с модифицированными вставками в виде дуг. Катализатор дезактивируется из-за образования кокса. После проведения реакции катализатор низом уходит в регенератор, где восстанавливается путем выжигания кокса около 30 часов, а затем возвращается в зону дегидрирования. Разработанной схемой также предусмотрено подавать

дымовые газы после регенерации катализатора в котел-утилизатор, и далее очищать их от основной массы катализаторной пыли, увлекаемой газами, в сепараторе с модифицированными вставками (в качестве замены электрофильтров). После этого очищенные газы выводятся в атмосферу (рисунок 7.4).

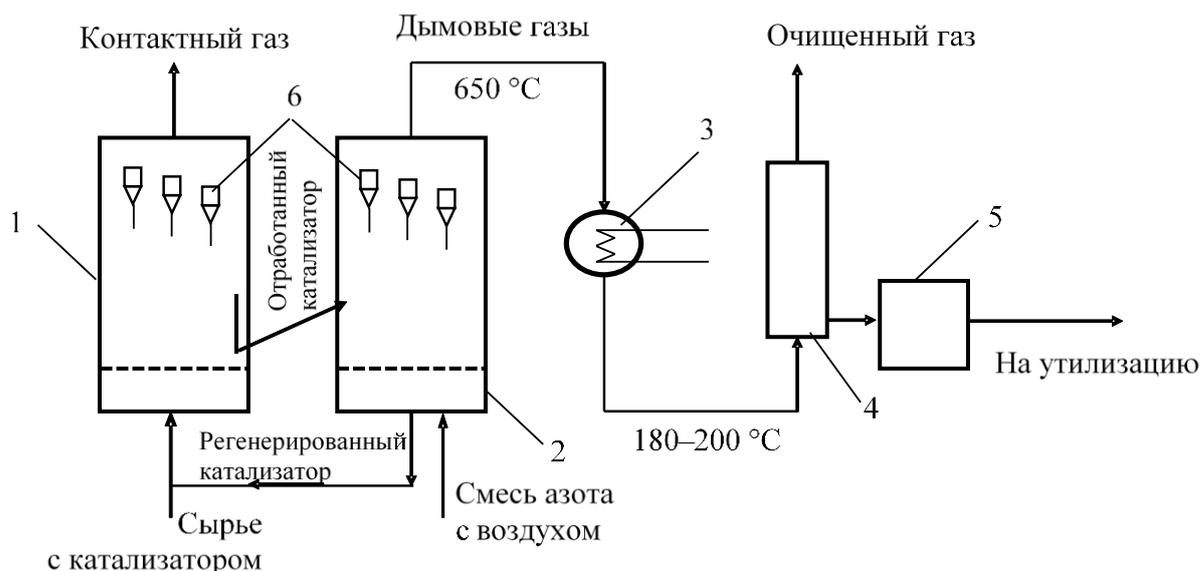


Рисунок 7.4 – Упрощенная схема очистки газов установки регенерации катализатора с использованием сепаратора с модифицированными вставками: 1 – реактор; 2 – регенератор; 3 – котел-утилизатор; 4 – сепаратор с модифицированными вставками; 5 – бункер, 6 – циклоны

Проведена компоновка сепараторов с дугами в реакторе-регенераторе. Ввиду того, что реакторы-регенераторы имеют цилиндрическую форму, для компактного размещения сепараторов с дугами принята прямоугольная их компоновка (рисунок 7.5). Все элементы расположены в одной плоскости и размещены параллельно через определенный шаг равный l_5 , это позволяет обеспечить площадь поперечного сечения сепарационного устройства значительно большее, чем суммарная площадь сечения циклонов.

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 (рисунок 7.5). В связи с этим формула (7.9) преобразовывается к виду:

$$l'_{4,i} = 2dn'_{2,i}, \quad (7.12)$$

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:

$$n_{2,i} = \lfloor n'_{2,i} \rfloor - 1, \quad (7.13)$$

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

В соответствии с выражением (7.12) формулу (7.13) можно записать:

$$n_{2,i} = \left\lfloor \frac{l'_{4,i}}{2d} \right\rfloor - 1, \quad (7.14)$$

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

$$l_{4,i} = 2dn_{2,i}. \quad (7.15)$$

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

$$l_{7,i} = \frac{l'_{4,i} - l_{4,i}}{2} + 0,05. \quad (7.16)$$

При определении параметра $l_{7,i}$ точкой отсчета является угловая точка i -ых сепарационных устройств, находящихся в его задней части (рисунок 7.6).

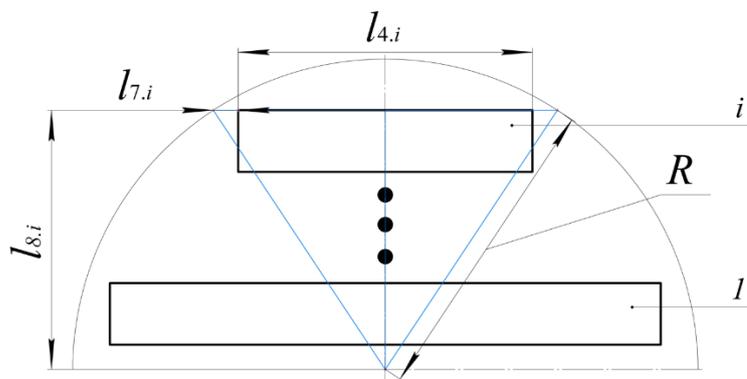


Рисунок 7.6 – Пример размещения i -ых сепарационных устройств в реакторе

С другой стороны, расчетный параметр $l'_{4,i}$ может быть определен по формуле в соответствии с теоремой Пифагора, применимой к рисунку 7.5:

$$l'_{4,i} = 2\sqrt{R^2 - l_{8,i}^2} - 2l'_{7,i}. \quad (7.17)$$

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 воздуха между соседними сепарационными устройствами и входа в i -ые сепарационные устройства можно определить расстояние l_5 :

$$l_5 \approx h_{in}. \quad (7.18)$$

После подстановки выражений (7.8) и (7.18) получим, что:

$$l_{8,i} = id\left(\sqrt{0,75n_1 + 0,0669}\right) + 1,5ih_{in}. \quad (7.19)$$

где n_1 – количество рядов дугообразных элементов в сепарационном устройстве.

Подставим выражение (7.19) в уравнение (7.17):

$$l'_{4,i} = 2\sqrt{R^2 - (0,0669id + 1,5ih_{in} + \sqrt{0,75idn_1})^2} - 2l'_{7,i}. \quad (7.20)$$

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

$$G = 2\rho w_{in} h_{in} \sum_{i=1}^{n_3} l'_{4,i}, \quad (7.21)$$

где G – массовый расход газа в реакторе, кг/с; ρ – плотность газа, кг/м³.

Подставив уравнение (7.20) в уравнение (7.21), упростив и выразив скорость газа на входе в сепарационные устройства w_{in} получим:

$$w_{in} = \frac{0,5Q}{2h_{in} \sum_{i=1}^{n_3} \sqrt{\left(\frac{D}{2}\right)^2 - i\left(0,0669d + 1,5h_{in} + \sqrt{0,75dn_1}\right)^2} - l_{7,i}} \quad (7.22)$$

где Q – объемный расход газа в реакторе, м³/с.

Необходимо отметить, что параметры $l'_{4,i}$ и $l'_{7,i}$ должны быть пересчитаны по формулам (7.15) и (7.16). При этом некоторые значения конструктивных и технологических параметров должны входить в оптимальные числовые диапазоны соответствующих параметров, полученных ранее в ходе численных исследований на основе аппроксимированных функций [231]:

$$\Delta p = f(w_{in}, d, n_1, h_{in}), \quad (7.23)$$

$$E = f(w_{in}, d, a, n_1, \rho_a, h_{in}), \quad (7.24)$$

где a – размер частиц, мкм; ρ_a – плотность частиц, кг/м³.

Рекомендуется следующий алгоритм расчета (рисунок 7.7) для выбора и анализа компоновки сепарационных элементов, расчета их конструктивных параметров, количества и расположения их относительно друг друга в реакторе с псевдоожиженным слоем при заданных параметрах.

Всего можно выделить 15 расчетных шагов:

1. Ввод параметров. Объемный расход газа Q , м³/с и диаметр реактора D , м принимаются в соответствии с паспортом объекта и режимом работы реактора. Ввод зависимостей (7.23) и (7.24). Параметр $l'_{7,i}$ в первом приближении принимается равным 50 мм.

2. На основе ранее полученных зависимостей (7.23) и (7.24), их анализа или обработки с помощью нейросетей в программе Orange Data Mining определяются оптимальные диапазоны параметров: $w_{in}(\text{опт})$, d , n_1 и h_{in} .

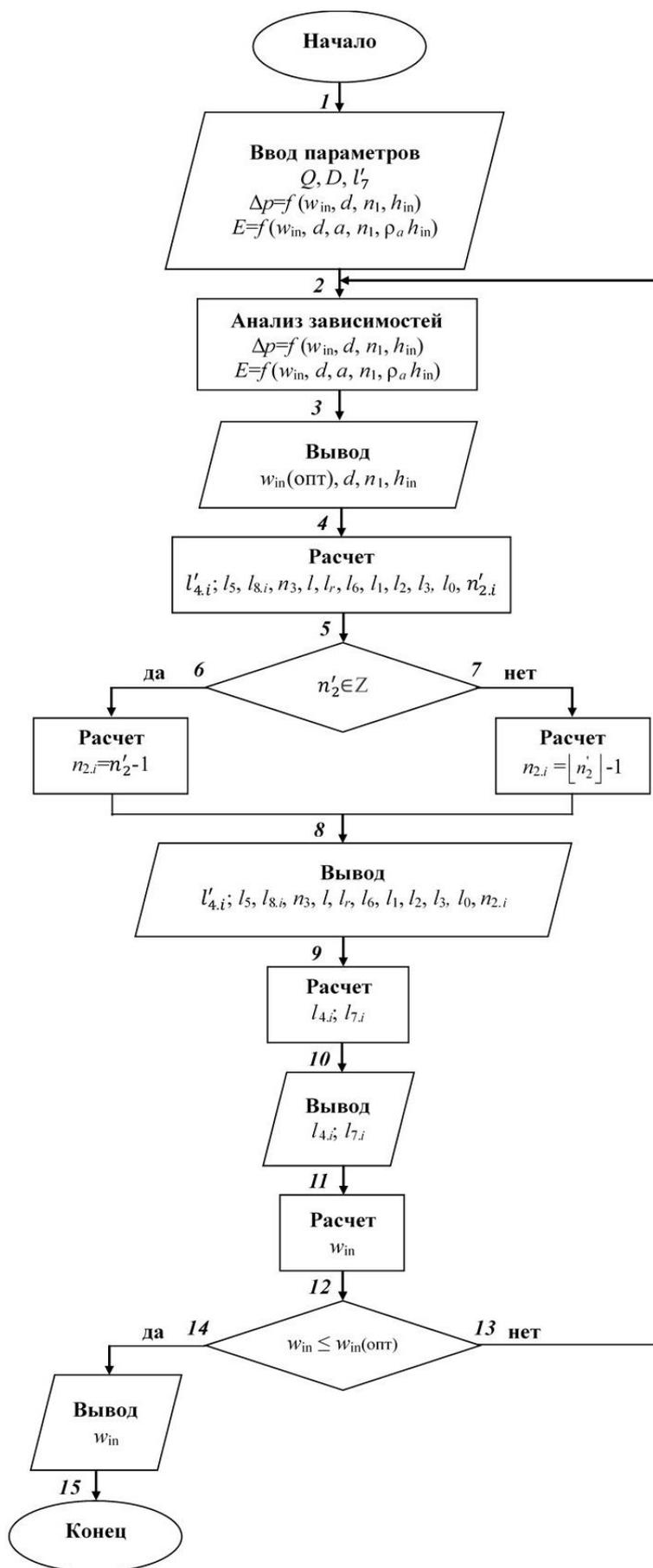


Рисунок 7.7 – Алгоритм расчета

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

4. Расчет параметров: $l'_{4,i}$ определяется по формуле (7.20), l_5 рассчитывается по формуле (7.18), $l_{8,i}$ определяется по формуле (7.19), n_3 определяется по количеству $l'_{4,i}$, общей длины сепарационного устройства l по формуле (8.26), расстояние, занимаемое сепарационными устройствами в реакторе l_r по формуле (7.10), расстояние от последнего сепарационного устройства до стенки реактора l_6 по формуле (7.11), расстояние между рядами элементов l_1 по формуле $l_1 = \sqrt{0,75d}$, длина сепарационной зоны l_2 по формуле $l_2 = l_1(n_1 - 1) + l_0 + \frac{d}{2}$, длина выходного патрубка l_3 по формуле $l_3 = \frac{h_{in}}{2}$, расстояние от входа в сепарационное устройство до первого ряда дугообразных элементов l_0 по формуле $l_0 = \frac{l_1}{2}$, расчетное значение количества дугообразных элементов в одном ряду i -ых устройств $n'_{2,i}$ можно получить из формулы (7.12) (рисунок 7.8).

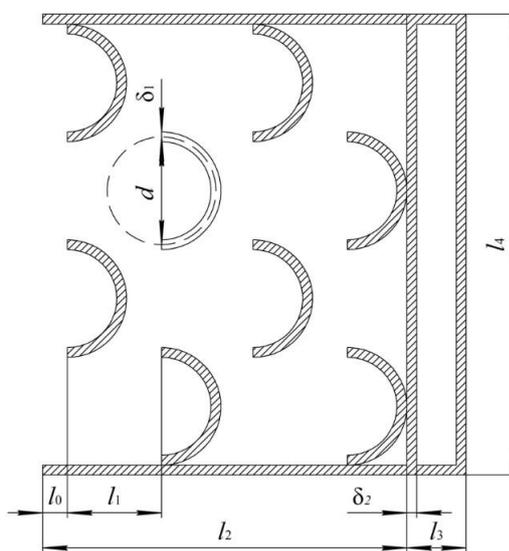


Рисунок 7.8 – Условные обозначения размеров сепаратора (вид сверху)

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 (7.13), (7.14) 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 (7.13), (7.14) 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 $n_{2,i}$.

9. Расчет параметров: ширина i -ых сепарационных устройств $l_{4,i}$ по формуле (7.15), расстояние от боковой стенки i -ых сепарационных устройств до стенки реактора $l_{7,i}$ по формуле (7.16).

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 оптимальных диапазонов, которые получены на шаге № 2.

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

15. Конец.

Приведем пример расчета значения скорости на входе в сепарационные устройства w_{in} , м/с, и другие конструктивные параметры. Известно, что диаметр реактора составляет 6 м, объемный расход газа на входе в реактор составляет 1,7 м³/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 (7.23) и (7.24) будем рассматривать наиболее эффективные и оптимальные 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 того или иного параметра остальные принимались равными следующим базовым значениям: $h_{in} = 200$ мм, $d = 50$ мм и $n_1 = 12$.

Расчетные зависимости, представленные на рисунках 7.8–7.10, показали, что предлагаемое конструктивное расположение сепарационных устройств в реакторе с псевдооживленным слоем (рисунок 7.4) 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 d и уменьшение высоты входного отверстия h_{in} приводит к росту скорости на входе в сепарационные устройства, т.к. проходное сечение для газа уменьшается. Можно отметить, что на изменение входной скорости в большей мере влияет диаметр дугообразных элементов d и высота входного отверстия h_{in} относительно количества рядов n_1 (рисунок 7.9). 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 (рисунки 7.10, 7.11).

При диаметре дугообразных элементов d от 20 до 60 мм скорость на входе в сепарационные устройства составляет 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 % (рисунок 7.8). При диаметре дугообразных элементов d от 20 до 60 мм скорость на входе в сепарационные устройства составляет 0,07 - 0,13, 0,08 - 0,16 и 0,09 - 0,18 м/с при количестве рядов дугообразных элементов n_1 8, 10 и 12 шт. 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 скоростях на входе в

сепарационные устройства при постоянном значении n_1 увеличивается. Это объясняется тем, что количество сепарационных устройств в реакторе изменяется.

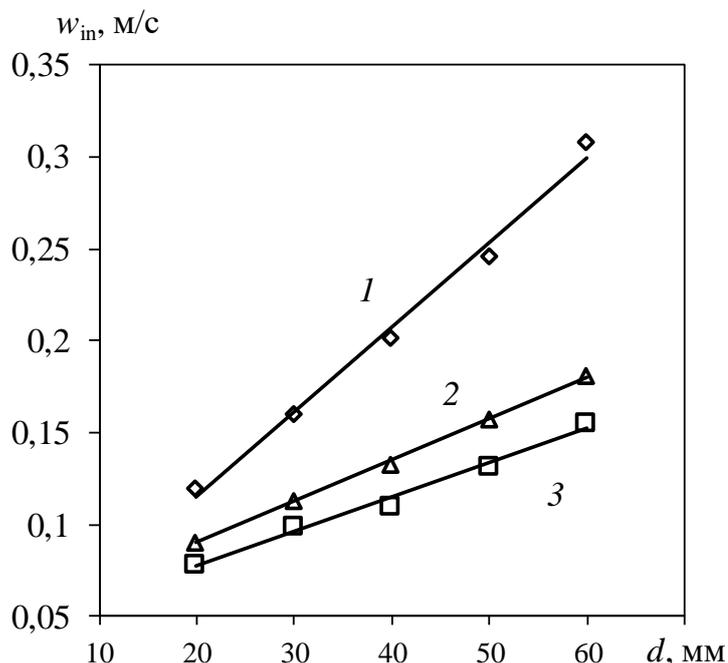


Рисунок 7.9 – Зависимость скорости на входе в сепарационные устройства в реакторе с псевдооживленным слоем от диаметра дугообразных элементов при различной высоте входного отверстия h_{in} , мм: 1 – 100; 2 – 200; 3 – 300. Количество рядов $n_1 = 12$.

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 -ых 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 (рисунок 7.10).

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 – 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 (рисунок 7.11).

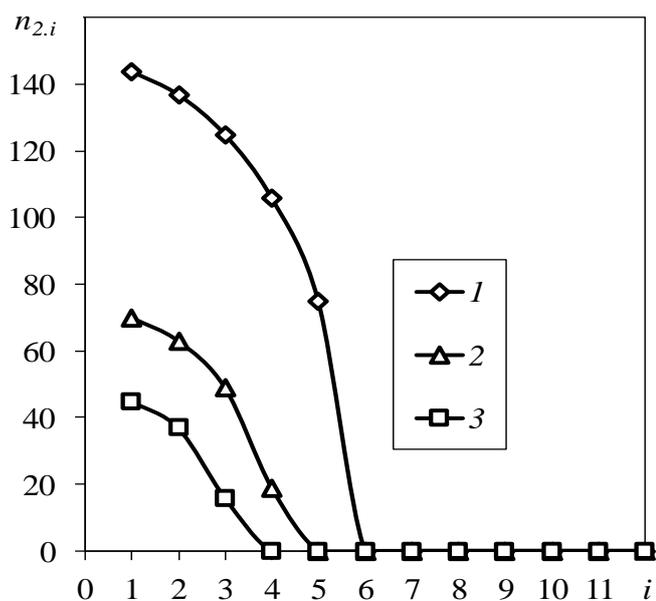


Рисунок 7.10 – Зависимость количества дугообразных элементов в каждом ряду i – ых сепарационных устройств от их позиции в реакторе с псевдооживленным слоем при различном диаметре элементов d , мм: 1 – 20; 2 – 40; 3 – 60. Высота входного отверстия в устройства $h_{in} = 200$ мм, количество рядов $n_1 = 12$

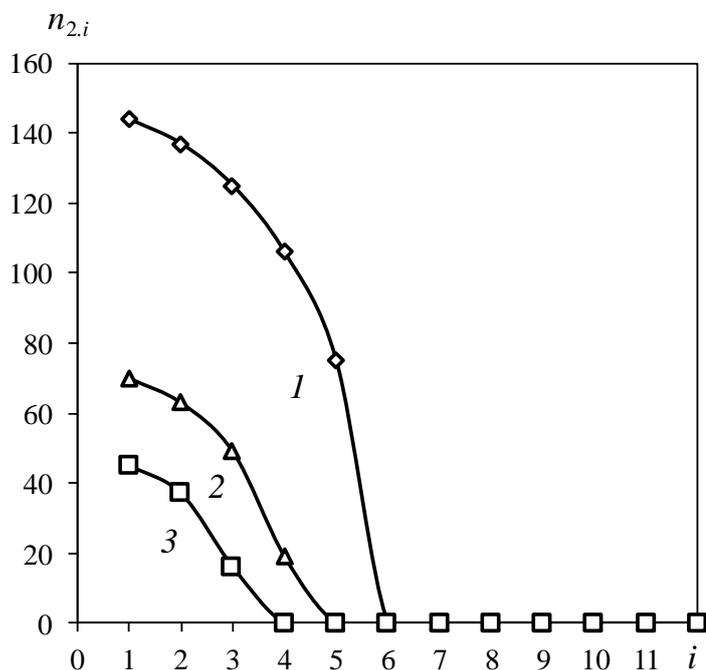


Рисунок 7.11 – Зависимость количества дугообразных элементов в каждом ряду i – ых сепарационных устройств от их позиции в реакторе с псевдооживленным слоем при различном количестве рядов n_1 : 1 – 8; 2 – 10; 3 – 12. Высота входного отверстия в устройства $h_{in} = 200$ мм, $d = 50$ мм

Таким образом, представленная инженерная методика сочетает в себе определение технологических и конструктивных параметров сепарационных устройств с дугообразными элементами, и их влияния на эффективность устройств и их гидравлическое сопротивление.

На основе проведенного исследования можно сделать следующие выводы:

1. Разработана инженерная методика, позволяющая рассчитать конструктивные параметры сепарационных устройств и определить их расположение относительно друг друга в реакторе от требуемой скорости газа на их входе. При этом учтено влияние конструктивных и технологических параметров на эффективность и гидравлическое сопротивление сепарационных устройств.

2. 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, позволяющая получить высокую эффективность улавливания частиц катализатора при минимальном гидравлическом сопротивлении.

На изменение входной скорости в большей мере влияет диаметр дугообразных элементов d и высота входного отверстия h_{in} относительно количества рядов n_1 .

С помощью уравнения постоянства расхода были скорректированы значения рабочей скорости потока, а скорректированные значения впоследствии использованы для определения критических диаметров частиц при различных их плотностях: $W_{inst} F_{inst} = W_p F_p$, где W_{inst} – скорость газа на входе в реактор, м/с, W_p – скорость начала псевдооживления слоя, м/с, определяется по известным формулам, с использованием критерия Архимеда [302], $F_{inst} = 5,024 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ – площадь сечения входного патрубка для прохода воздуха, $F_p = 43,46 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ – площадь проходного сечения сепаратора.

Расчетным путем [259] получены критические диаметры частиц, показывающие диапазон диаметров уносимых из реактора частиц. Все частицы с диаметром менее критического значения будут уноситься из рабочей зоны

реактора и двигаться в направлении сепаратора. Согласно таблице 7.5 значения критического диаметра частиц в рабочем диапазоне скоростей среды и плотности частиц не превышают 100 мкм. Очевидно, что частицы диаметром более 500 мкм не будут долетать до сепаратора, и он будет работать с эффективностью близкой к 1.

Таблица 7.5 – Диаметр частиц, уносимых из рабочей зоны реактора

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

Например, (табл. 7.5), при значениях скорости на входе в реактор в диапазоне от 0,26 м/с до 0,74 м/с получили критический диаметр при плотности 3580 кг/м³ получен критический диаметр в диапазоне от 52,5–98 мкм, для плотности 7000 кг/м³ диапазон частиц составил от 37,1 мкм до 69,2 мкм.

При проектировании необходимо учитывать высоту верхней части реактора, которая должна быть достаточной и не превышать высоты транспортной выгрузки материала слоя.

Продолжительность работы сепаратора с вставками С-профиля первоначально зависит от критической степени забивки дугообразных элементов, при которой устройство будет рентабельно использовать, то есть эффективность очистки запыленного газового потока и потери давления в сепараторе будут удовлетворять требуемым производственным значениям. Для определения критической степени забивки дугообразных элементов сперва был проанализирован процесс постепенного налипания пыли на поверхности элементов. Очевидно, что через некоторый промежуток времени дугообразные элементы заполняются пылью и будут напоминать полуокружности, при рассмотрении элементов сверху. В последствии данные полуокружности начнут приобретать конусообразные формы, вследствие структуры газового потока, которая устанавливается при обтекании им дугообразных элементов. Стоит отметить, что установление конусообразной формы элементов позволит улучшить

аэродинамику потока по сравнению с первоначальной формой, вследствие отсутствия обратных потоков газа при его вылете из внутренней части дугообразных элементов. Однако, после приобретения конусообразной формы элементами, дальнейшее налипание пыли будет приводить к хаотической прямоугольной форме, что существенно меняет структуру газового потока и снизит значение центробежной силы на поток, как следствие, снизится и эффективность работы. Таким образом, было принято, что критическая степень забивки дугообразных элементов наступает в момент времени, когда форма дугообразных элементов изменяется на конусообразную. Тогда, максимальный объем пыли в одном элементе определится как

$$V_1 = \left[\frac{\pi b^2}{8} + 2 \left(\frac{b^2}{4} - \int_0^{0,5b} \sqrt{b^2 - x^2} dx \right) \right] \frac{H}{\sin \alpha}, \text{ м}^3, \quad (7.25)$$

где α – угол наклона дугообразных элементов в сепараторе, °; H – высота сепаратора, м; x – координата окружности, м.

Суммарный максимальный объем пыли в сепараторе определялся по следующему выражению:

$$V = V_1 n n_1, \text{ м}^3, \quad (7.26)$$

где n – количество элементов в одном ряду; n_1 – количество рядов дугообразных элементов в сепарационном устройстве.

С учетом формулы (7.26) и заданной плотности частиц пыли $\rho_a = 1075 \text{ кг/м}^3$ определялась критическая масса сепаратора:

$$m = V \rho_a, \text{ кг}. \quad (7.27)$$

Время, характеризующее продолжительность работы сепаратора, вычислялось по выражению:

$$\tau = \frac{m}{CEFW}, \text{ с}, \quad (7.28)$$

где C – концентрация пыли в газовом потоке, кг/м^3 ; E – эффективность очистки газового потока от частиц пыли; W – входная скорость газового потока, м/с.

Эффективность очистки газового потока от частиц пыли сепаратором рассчитывалась по следующей формуле:

$$E = 1 - (1 - E_0)(1 - E_1)^{n-2}, \quad (7.29)$$

где E_0 – эффективность первых двух рядов сепаратора; E_1 – эффективность одной ступени сепаратора.

Эффективность нулевой ступени сепаратора рассчитывалась по следующей формуле:

$$E_0 = 0,5 - 0,4e^{-0,033Stk}, \quad (7.30)$$

где Stk – число Стокса.

Эффективность одной ступени сепаратора рассчитывалась по выражению:

$$E_1 = 1 - 0,795e^{-0,633Stk}. \quad (7.31)$$

Число Стокса определялось по формуле:

$$Stk = \frac{\rho_a a^2 W}{\mu b}, \quad (7.32)$$

где a – размер частиц пыли, мкм; μ – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с.

Следует отметить, что формула (7.30) была введена для оценки эффективности очистки газового потока от мелкодисперсных частиц первыми двумя рядами вследствие того, что очистка в данной области происходит преимущественно за счет резкого изменения направления движения потока. После прохождения газом двух рядов дугообразных элементов движение газового потока приобретает структуру за счет действия на газ центробежных сил. Поэтому было введено понятие ступень очистки сепаратора – это ряд дугообразных элементов, где газовый поток очищается под воздействием центробежных сил, то есть ряды, расположенные после первых двух.

Для получения результатов одни показатели изменялись в заданных диапазонах, другие принимались постоянными и равными базовым значениям. Диапазоны изменения параметров – входная скорость газового потока W от 3 до 11 м/с, концентрация пыли в потоке C от 2 до 8 мг/м³, эффективность очистки газового

потока от мелкодисперсных частиц E от 0,5 до 0,9, размер частиц a от 1 до 9 мкм. Базовые значения – входная скорость газового потока $W = 9$ м/с размер частиц $a = 4$ мкм; концентрация пыли в потоке $C = 5$ мг/м³ [303].

Проведенные исследования показали, что продолжительность работы сепаратора зависит от требуемой эффективности. Чем выше ее значение, тем ниже эксплуатационный срок. Также было выявлено, что продолжительность работы сепаратора уменьшается в зависимости от увеличения следующих параметров: скорости газового потока (рисунок 7.12), концентрации частиц пыли в газовом потоке (рисунок 7.13), размера частиц пыли (рисунок 7.14).

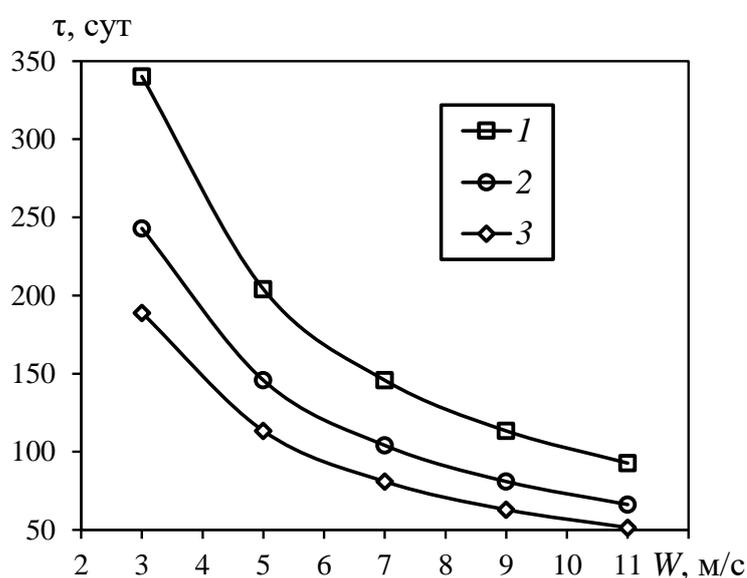


Рисунок 7.12 – Зависимость продолжительности работы сепаратора от входной скорости газового потока при различных значениях эффективности очистки газа от мелкодисперсных частиц E : 1 – 0,5; 2 – 0,7; 3 – 0,9

При увеличении входной скорости газового потока от 3 до 11 м/с и значениях эффективности 0,5, 0,7 и 0,9 продолжительность работы сепаратора в среднем снижается в 3,7 раза. Это объясняется тем, что при более высоких скоростях через устройство проходят большие объемы запыленного потока, чем при низких скоростях, что приводит к забивке дугообразных элементов внутри сепаратора пылью. Стоит отметить, что в производственных условиях значение входной скорости газового потока является непостоянным значением, поэтому продолжительность работы устройства необходимо усреднять. При значениях

эффективности 0,5, 0,7 и 0,9 продолжительность работы сепаратора составляет в среднем 45, 58 и 81 суток соответственно при скорости газового потока на входе в устройство от 3 до 11 м/с (рисунок 7.12).

Увеличение концентрации пыли в дымовых газах от 2 до 8 мг/м³ приводит к сокращению работы трапециевидного сепаратора в среднем в 4 раза при входной скорости газового потока в диапазоне от 3 до 11 м/с. Стоит отметить, что при более низких скоростях газового потока в диапазоне от 3 до 7 м/с продолжительность работы сепаратора в среднем в 3,5 раза больше, чем при скорости газа от 9 до 11 м/с. При росте скорости газового потока в диапазонах 3–5, 5–7, 7–9 и 9–11 м/с продолжительность работы сепаратора уменьшается на 57, 69, 76 и 81% соответственно. При увеличении концентрации пыли в газовом потоке от 2 до 8 мг/м³ время работы прямоугольного сепаратора в среднем составляет 236, 135, 93, 71 и 58 суток при скорости газа 3, 5, 7, 9 и 11 м/с соответственно (рисунок 7.13).

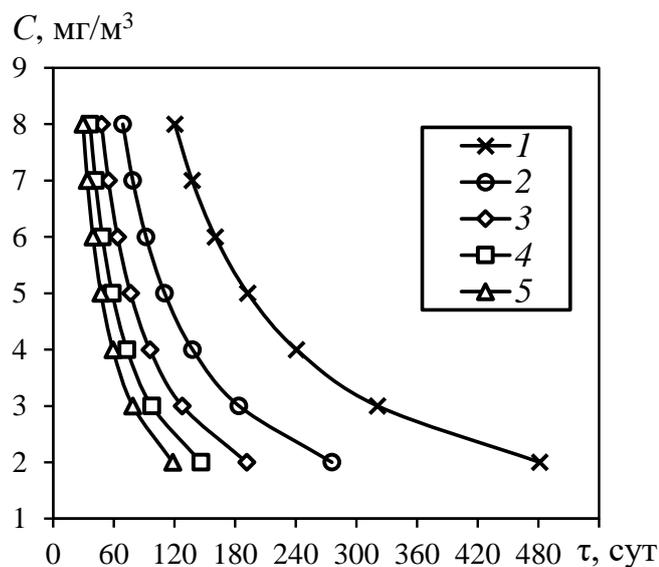


Рисунок 7.13 – Зависимость концентрации мелкодисперсных частиц в газовом потоке от продолжительности работы сепаратора при входной скорости газа W , м/с: 1 – 3; 2 – 5; 3 – 7; 4 – 9; 5 – 11

Продолжительность работы сепаратора уменьшается с увеличением размера мелкодисперсных частиц в очищаемом газовом потоке. Это вызвано тем, что скорость забивки дугообразных элементов пылью повышается, что приводит к понижению эффективности сепарации, следовательно, возникает необходимость в

очистке элементов. Также на продолжительность работы сепаратора влияет входная скорость запыленного газового потока. С увеличением скорости повышается производительность аппарата, следовательно, необходимо чаще производить очистку поверхностей дугообразных элементов. Продолжительность работы сепаратора в среднем составляет 192, 79 и 49 суток при входной скорости запыленного газового потока 3, 7 и 11 м/с соответственно при размере мелкодисперсных частиц в диапазоне от 1 до 9 мкм (рисунок 7.14).

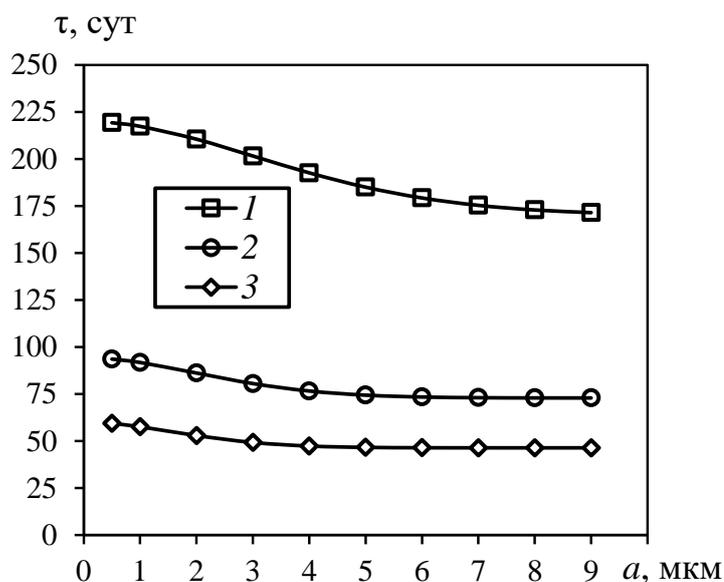


Рисунок 7.14 – Зависимость продолжительности работы сепаратора от диаметра мелкодисперсных частиц при входной скорости газа W , м/с: 1 – 3; 2 – 7; 3 – 11

В ходе проделанной работы [303] была получена формула (7.28), позволяющая спрогнозировать продолжительность работы сепаратора. Минимальная продолжительность работы сепаратора составляет около 50 суток при входной скорости движения запыленного потока 11 м/с и концентрации пыли в нем 8 мг/м^3 . Максимальная продолжительность работы составляет около 465 суток при начальной скорости запыленного потока 3 м/с и концентрации пыли 5 мг/м^3 .

При проведении технико-экономического анализа возможности замены циклонов на сепараторы с модифицированными элементами С-профиля в реакторе дегидрирования необходимо рассчитать несколько ключевых финансовых

показателей. Далее приведен расчет затрат и доходов, а также расчет показателей эффективности инвестиций.

Капитальные затраты (Capital Expenditures, CAPEX):

По оценочным расчетам изготовление указанных сепараторов в количестве шести штук включает изготовление и обработку 3654 элементов. Материальные затраты с учетом стоимости операционных действий в совокупности составляют:

Стоимость гибки металла для дугообразных элементов: $3654 \cdot 17 = 62118$ руб.

Стоимость гибки металла листов: $3654 \cdot 20 = 73080$ руб.

Лазерная резка нержавеющей стали: $3654 \cdot 40 = 146160$ руб.

Предполагаемые сварочные работы оцениваются в 100000 руб.

Накладные расходы (40% от материальных затрат): $0,4 \cdot (62118 + 73080 + 146160 + 100000) = 152543,2$ руб.

Прочие расходы (20% от материальных затрат): $0,2 \cdot (62118 + 73080 + 146160 + 100000) = 76271,6$ руб.

Стоимость разработки проекта: 1500000 руб. Дополнительные услуги: 720011,4 руб.

Итоговые затраты составляют $62118 + 73080 + 146160 + 100000 + 152543,2 + 76271,6 + 1500000 + 800000 = 2910172,8$ руб.

Амортизация линейным методом исчисляется на 10 лет, величина составляет 10%. Эксплуатационные расходы (Operational Expenditures, OPEX) связаны с закупкой катализатора, расходом электроэнергии, платой за ущерб. Расходы на электроэнергию, потребляемую агрегатами, с учетом коэффициента одновременности 0,65, годового количества часов 8760, мощности 200 кВт, стоимости электроэнергии 3,7 руб./кВт·ч получим в размере 4537680 руб.

Расчет доходов ведется с учетом экономии катализатора на 20 т, который находится в реакторе дегидрирования в количестве 240 т; величины предотвращенного экологического ущерба (пыль катализатора относится ко 2 классу опасности); снижения себестоимости от экономии электроэнергии, а также снижения затрат на проведение ремонтно-восстановительных работ имеющихся в системе циклонов; сравнения гидравлического сопротивления всех двенадцати

циклонов по базовому проекту (9000 Па) и шести сепараторов после модернизации (3600 Па); а также годовой прибыли с учетом налога на прибыль, равного 25%. Таким образом, ежегодный денежный поток (CF) составляет 17000000 руб. Первоначальные инвестиции (IC): 11726000 руб.

Расчет показателей эффективности инвестиций

NPV (чистая приведенная стоимость) рассчитаем по формуле

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} - |IC| = \sum_{t=1}^{10} \frac{17000000}{(1+0,1)^t} - 11726000 = 70438867,13 \text{ руб.} \quad (7.33)$$

где $r = 0,1$ (ставка дисконтирования), t – год (от 1 до 10)

Расчет PI (индекс прибыльности):

$$PI = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t}}{IC} = \frac{\sum_{t=1}^{10} \frac{17000000}{(1+0,1)^t}}{11726000} = 7,01. \quad (7.34)$$

Формула для расчета DPP (дисконтированный срок окупаемости), т.е. времени, за которое кумулятивный денежный поток становится положительным:

$$DPP = \frac{\ln\left(1 - \frac{IC}{NPV + IC}\right)}{\ln(1+r)} = \frac{\ln\left(1 - \frac{11726000}{70438867,13 + 11726000}\right)}{\ln(1+0,0133)} = 2 \text{ г.} \quad (7.35)$$

DCF (дисконтированный денежный поток)

$$DCF = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} = \sum_{t=1}^{10} \frac{17000000}{(1+0,1)^t} = 82164867,13 \text{ руб.} \quad (7.36)$$

Расчет дисконтированного платежного потока в первый год составит: $17000000/(1+0,16)^1 = 14655172,41$ руб.

Последний расчетный показатель представляет собой общий денежный поток за весь период реализации проекта, дисконтированный до приведенной стоимости. Рассчитанные показатели свидетельствуют о том, что проект является финансово жизнеспособным и прибыльным, с относительно коротким сроком окупаемости (2 года) и высокой отдачей от инвестиций. Средняя рентабельность проекта за весь период существования составит 103,88%.

7.3. Модернизация системы очистки воздуха окрасочно-сушильной камеры

Рассмотрим процесс окрашивания деталей путем пневматического ручного распыливания в окрасочно-сушильной камере. В качестве краски используется суспензия пигмента в пленкообразующем веществе, от состава пигмента будет зависеть конечный цвет изделия. В начале рассмотрим схему окрасочно-сушильной камеры поточного типа (рисунок 7.15), в ходе работы которой выделяют два режима: 1) распыления краски, 2) сушки изделия. При первом режиме работы атмосферный воздух проходит через вентилятор 4 и установленный перед ним воздушный фильтр системы вентиляции 7, выполняющий роль аппарата грубой очистки. Как правило используются фильтры класса G3, например, Volz filter MRGrun3-20-75 Paint stop G3 [304]. В том случае, если температура воздуха недостаточная, то включается воздушнонагреватель 6, который нагревает воздух до температуры примерно равной 20 °С. Далее нагретый воздух перемещается по специальным каналам в чердачное пространство и через потолочные фильтры тонкой очистки 2, как правило класса F5, например, Zauber Air серии 500M, попадает в камеру 1. Стоит отметить, что фильтры 2 располагаются по всей площади потолка. При распылении краски образуется лакокрасочный туман, а также возможные излишки краски на изделии, все это удаляется из камеры 1 через напольные фильтры 3, происходит продувка камеры 1 в течение 3-5 минут.

Далее наступает второй режим работы камеры, вытяжная вентиляция автоматически отключается, заслонки рециркуляции открыты. Воздух из атмосферы (10-15% от общего циркулируемого объема воздуха) дополнительно вводится для разбавления общего объема воздуха в камере с целью снижения концентрации паров растворителя. Воздух нагревается до 80°С нагревателем 6. После достижения устойчивого лакокрасочного покрытия деталь удаляется из камеры 1, воздух обновляется и камера готова к последующему использованию.

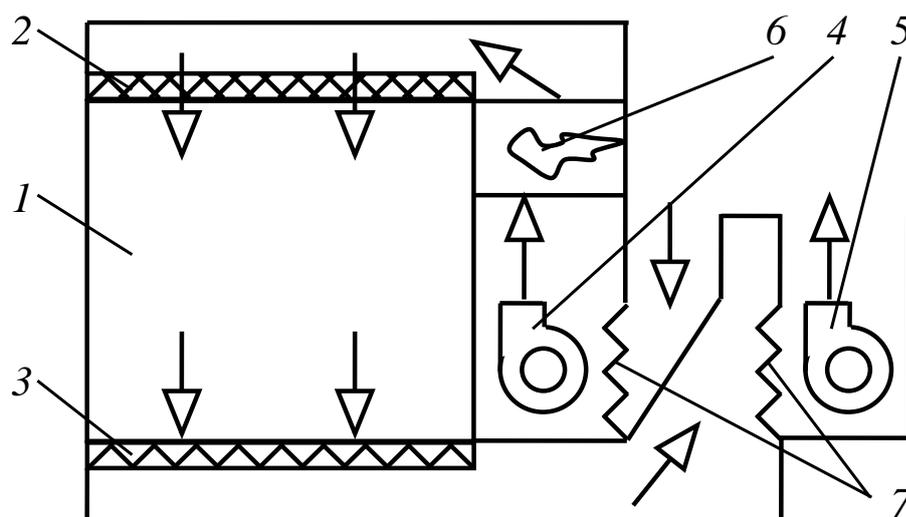


Рисунок 7.15 – Принципиальная схема окрасочно-сушильной камеры:

1 – внутренняя часть камеры; 2 – фильтр тонкой очистки; 3 – напольный фильтр;
 4 – вентилятор; 5 – вентилятор для вытяжной вентиляции;
 6 – воздухонагреватель; 7 – фильтры системы вентиляции

Для оценки скорости воздуха в камере были подготовлены образцы фильтров, каждый диаметром 100 мм, в количестве 3х штук каждого вида фильтров из разных по площади поверхности мест и собрана экспериментальная установка (рисунок 7.16).

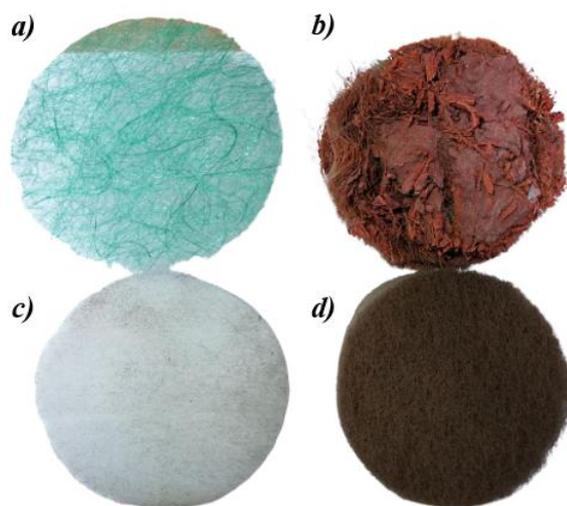


Рисунок 7.16 – Образцы фильтров: *a, c* – чистые фильтры грубой и тонкой очистки соответственно; *b, d* – отработанные фильтры грубой и тонкой очистки соответственно

Скорость воздуха изменяли переключением режимов работы вентилятора и открытием отверстия для сброса воздуха 3. Реальную скорость газового потока в воздуховоде измеряли с помощью анемометра Testo 405i (рисунок 7.17).

Следует отметить, что при использовании отработанных образцов фильтров перепад давления на нем увеличивается, что приведет к уменьшению давления на фильтре [305]. При обработке экспериментальных данных перепад давления в воздуховоде определялся в режиме реального времени дифференциальным манометром Testo 510i:

$$\Delta p = p_5 - p_0, \quad (7.37)$$

где p_5 – избыточное давление в воздуховоде, Па; p_0 – атмосферное давление окружающей среды, Па.

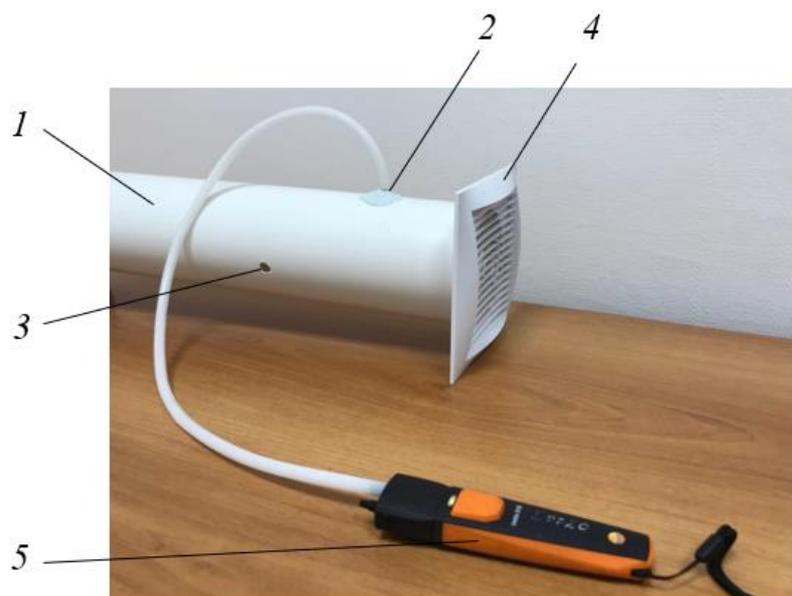


Рисунок 7.17 – Оценка скорости воздуха и перепада давления в вентканале в ходе эксперимента: 1 – воздуховод; 2 – место подключения дифманометра для измерения избыточного давления перед образцом фильтра; 3 – отверстие для сброса воздуха и изменения давления; 4 – вентрешетка; 5 – дифференциальный манометр

Зафиксировано, что с увеличением скорости потока воздуха повышается перепад давления в воздуховоде при использовании фильтров как тонкой, так и грубой очистки вне зависимости от их чистоты. Для отработанных фильтров грубой очистки перепад давления в воздуховоде был больше в среднем в 3,24 раза

относительно чистых фильтров грубой очистки. Для сравнения эта величина с фильтрами тонкой очистки составила 1,33. Можно отметить, что сравнение перепада давления в воздуховоде при использовании грубых и тонких (отработанных и чистых) фильтров показывает, что в большей степени загрязненному потоку подвержены фильтры грубой очистки, поэтому применение мультивихревого блочного сепаратора может существенно продлить их остаточный срок службы.

Таким образом, с учетом рекомендаций производителей фильтров грубой очистки по их замене при достижении Δp около 400 Па скорость воздуха составляет не более 2 м/с (рисунок 7.18, б), а для фильтров тонкой очистки срок замены наступает при перепаде Δp около 450 Па соответственно скорость составляет не более 0,5 м/с (рисунок 7.19).

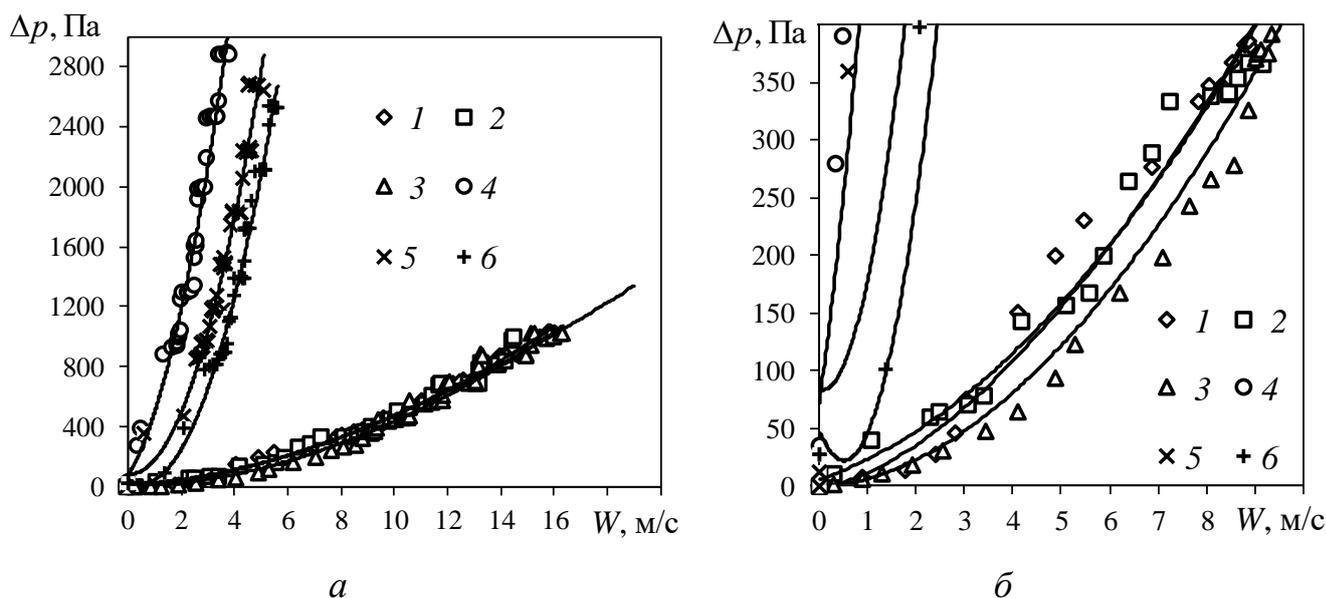


Рисунок 7.18 – Зафиксированный перепад давления в воздуховоде *a* – область значений до 3000 Па; *б* – выделенная область значений до 400 Па при скорости воздуха в эксперименте с образцом фильтра грубой очистки: 1 – чистый фильтр № 1; 2 – чистый фильтр № 2; 3 – чистый фильтр № 3; 4 – отработанный фильтр № 1; 5 – отработанный фильтр № 2; 6 – отработанный фильтр № 3

Перепад давления в воздуховоде при использовании отработанных и чистых фильтров грубой очистки составляет в среднем 1597 и 493 Па соответственно (рисунок 7.18, *a*). Анализ перепада давления в воздуховоде при использовании трех

образцов отработанных фильтров грубой очистки показывает, что в различных местах единого фильтра перепад давления различается, что свидетельствует о различной степени загрязненности образцов и о неоднородном распределении концентрации твердых частиц в газовом потоке по сечению воздуховода, т.к. с чистыми фильтрами такой зависимости не наблюдалось (рисунок 7.18, а).

При использовании отработанных и чистых фильтров тонкой очистки происходит мгновенный рост перепада давления в воздуховоде при относительно низких скоростях воздуха до 0,5-1,0 м/с, после чего перепад давления увеличивается с ростом скорости потока воздуха практически монотонно. При этом перепад давления в воздуховоде при использовании трех образцов отработанных и чистых фильтров тонкой очистки составляет в среднем 1420 и 1066 Па соответственно (рисунок 7.19).

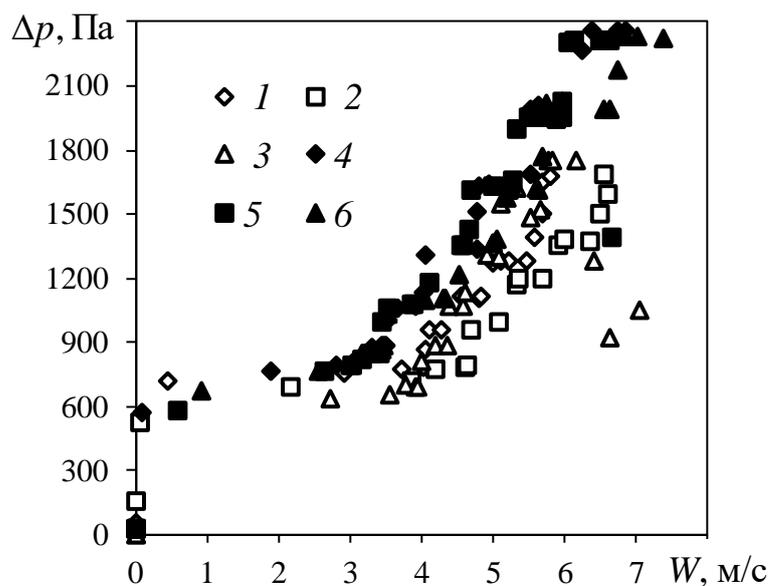


Рисунок 7.19 – Зафиксированный перепад давления в воздуховоде при скорости воздуха в эксперименте с образцом фильтра тонкой очистки: 1 – чистый фильтр № 1; 2 – чистый фильтр № 2; 3 – чистый фильтр № 3; 4 – отработанный фильтр № 1; 5 – отработанный фильтр № 2; 6 – отработанный фильтр № 3

Таким образом, проведенные исследования показали, что процесс увеличения перепада давления в воздуховоде при использовании фильтров грубой очистки обусловлен наличием в волокнах уловленных частиц краски. При использовании фильтров тонкой очистки изменение гидравлического

сопротивления незначительное, их механизм работы обусловлен наличием на поверхности специального состава, к которому прилипают частицы, концентрация которого в результате работы фильтра изменяется.

В результате предложена схема модернизации установки, изображенной на рисунке 7.19, путем установки блочного сепаратора перед напольными фильтрами по всей площади или перед потолочными фильтрами тонкой очистки (рисунок 7.15). Использование блочного сепаратора в производственной линии является преимуществом в виду того, что воздуховоды и система вентиляции имеет прямоугольную форму, и он в ней может компактно расположиться.

При установке блочного мультивихревого сепаратора по всей площади пола перед напольными фильтрами скорость на входе будет составлять менее 0,5 м/с. Во втором варианте скорость на входе блочного мультивихревого сепаратора составит от 2 до 9 м/с в зависимости от размеров сечения пространства, в котором сепаратор расположился (рисунок 7.20).

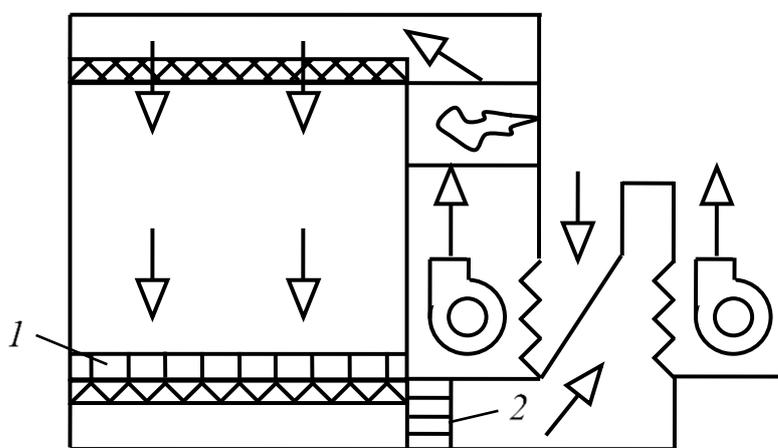


Рисунок 7.20 – Варианты размещения блочного мультивихревого сепаратора в окрасочно-сушильной камере: 1 – перед напольными фильтрами; 2 – перед потолочными фильтрами тонкой очистки

Удельный расход воздуха через 1 м² площади напольной решетки окрасочной камеры составляет около 2200 м³/(м²·ч) и зависит, в частности, от растворителя [306]. Изготовленный блочный мультивихревой сепаратор был установлен по первому варианту исполнения (рисунок 7.21) на предприятии ООО Каматек, где

проработал в течение одного месяца, после чего был извлечен для механической чистки и анализа результативности работы [307].

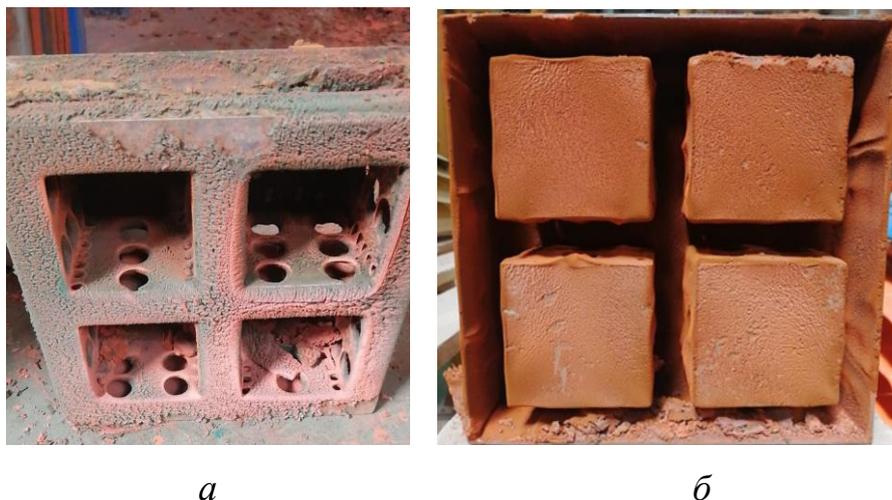


Рисунок 7.21 – Заполненный уловленными частицами пигмента блочный мультивихревой сепаратор: *а* – вид спереди, *б* – вид сзади

Характерным является образование на стенках уловленных отложений, а также под действием силы тяжести были отвалены агломераты частиц 3-6 мм. В четкой зависимости с выполненными в стенках отверстий схема образования осадка представлена на рисунке 7.22.

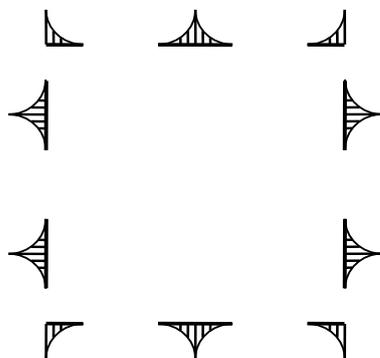
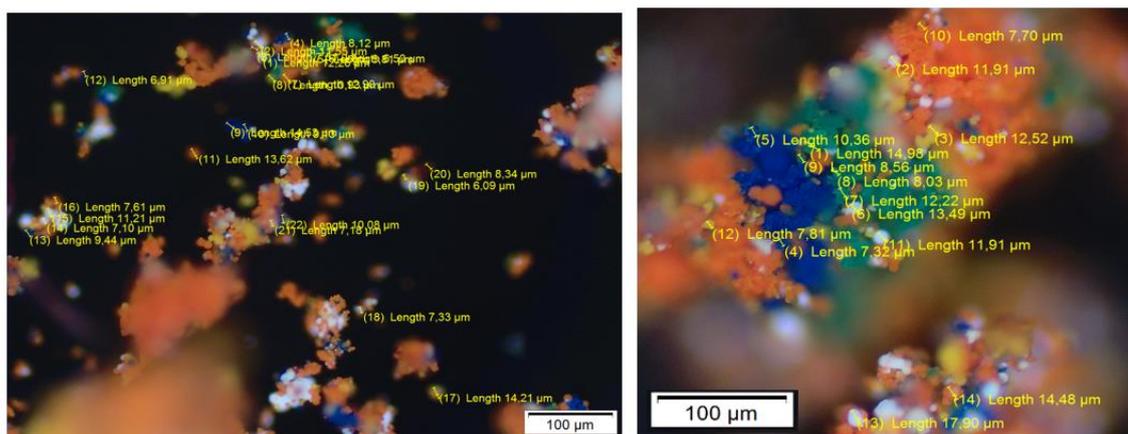


Рисунок 7.22 – Схема оседания частиц на стенках сепарационного канала одного блока устройства

Уловленные частицы были собраны из разных мест сепарационной зоны устройства, после чего точечные пробы соединили в объединенные пробы, с получением двух образцов, которые отправлены на анализ морфологии частиц и их среднего размера методом просвечивающей электронной микроскопии (рисунок 7.23).



а

б

Рисунок 7.23 – Электронные микрофотографии двух образцов, полученные с помощью микроскопа Olympus BXFM и установленной 3,1-мегапиксельной цифровой цветной камерой Olympus LC30: а) образец 1ый, б) образец 2ой

Характеристики камеры Olympus LC30: размер цветной CMOS матрицы 1/2”, разрешение 3,1 Мп (2048 × 1532), диапазон времени выдержки от 57 мкс до 750 мс, профиль цвета – Olympus real-time ICC color profiles, подключение к компьютеру через кабель USB 2.0, на котором установлено ПО OLYMPUS Stream.

Химический состав уловленных частиц двух образцов определен дифрактометром рентгеновским 5-го поколения MiniFlex-600 с кремниевым полосковым детектором D/teX Ultra2, принцип действия которого основан на дифракции рентгеновских лучей от атомных плоскостей кристаллической решетки исследуемого вещества, представлен в таблице 7.6.

Таблица 7.6 – Химический состав проб частиц двух образцов, уловленных блочным сепаратором

Содержание элементов, % по массе												
Элемент	Al	Si	Ti	Cr	Fe	Cu	Sr	Zr	Mo	Sb	Ba	Pb
Образец 1	0,64	3,47	44,6	9,83	1,19	0,2	0,15	0,14	0,82	1,02	2,86	35,1
Образец 2	0,47	2,84	49,5	9,33	0,38	0,16	0,12	0,11	0,71	0,66	1,48	34,2

В результате можно сделать вывод о том, что в большей степени частицы, уловленные блочным сепаратором, представляют собой частицы микронизированного талька, который используется связующим и упрочняющей

добавкой, содействуют экономии белых пигментов при изготовлении современных конструкционных полимерных композиций на ООО «Каматек». Больше 50% частиц пигментов в эмали составляет фракция около 10 мкм. Следует отметить, что в качестве наполнителя также используется карбонат кальция, а также микробарит, следы которых находятся в пробах анализируемых образцов, что позволяет использовать уловленные частицы путем частичной замены порошка специального наполнителя в количестве 5-20 массовых частей к общей массе образца, уменьшая тем самым себестоимость изготовления композиционных изделий (рисунок 7.24). Выбор такого количества частиц по массе в составе наполнителя для композита обусловлен тем, что при окрашивании непосредственно самого композитного изделия на 1 кг композита образуется 8 г частиц уловленного блочным сепаратором осадка. При производстве композита используется наполнитель, ненасыщенная полиэфирная смола и армирующая добавка стекловолокно. Далее листы могут быть окрашены в необходимый цвет в камере.

Дисперсный анализ частиц, проведенный на анализаторе Mastersizer 2000, показал эффективность применения блочного сепаратора для очистки воздуха окрасочной камеры (рисунок 7.25).

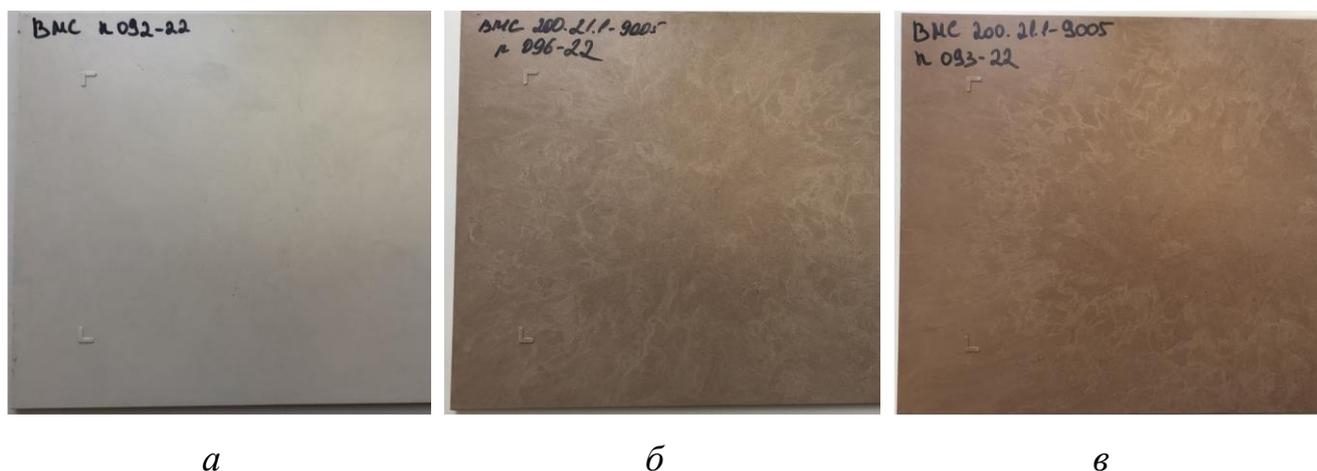


Рисунок 7.24 – Изготовленные композиционные листы: *а* – без добавления частиц; *б* – добавлено 5 м. ч.; *в* – добавлено 20 м. ч.

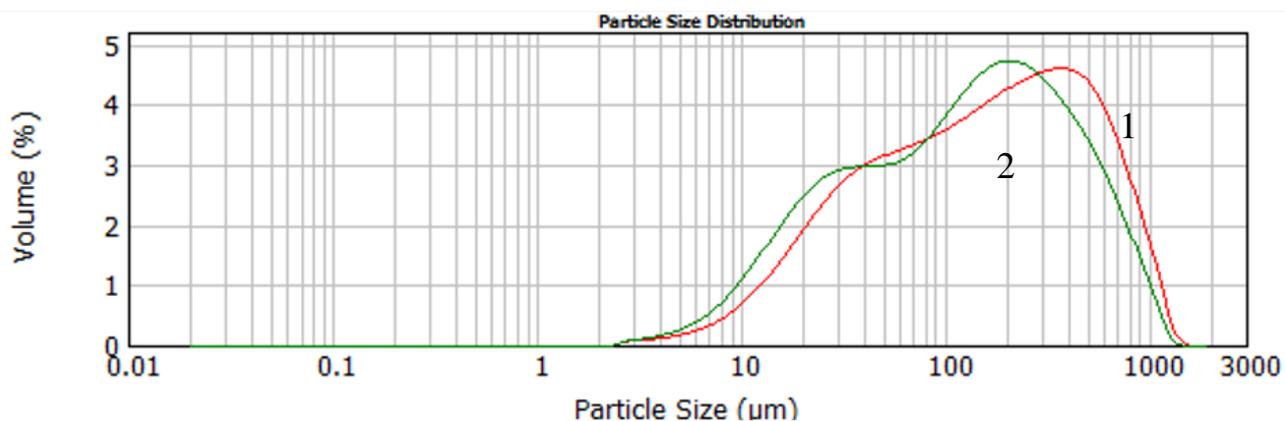


Рисунок 7.25 – Дифференциальная кривая распределения уловленных частиц по размерам, цифрами обозначены исследуемые образцы

При проведении технико-экономического анализа учитывались выгоды от предотвращенного ущерба при утилизации фильтров на полигоне и выгоды от смены периодичности замены фильтров. Необходимо объединить обе выгоды и пересчитать основные экономические показатели: чистый дисконтированный доход (NPV), индекс доходности (PI) и дисконтированный срок окупаемости (DPP). Удельный расход фильтров тонкой очистки составляет 0,1-0,5 шт./л краски, фильтров грубой очистки – 0,05–0,6 шт./л краски. Таким образом расход предфильтров и фильтров тонкой очистки на 1000 л краски составляет 50–600 и 100–500 штук соответственно. Расходы предприятия на закупку потолочных и напольных фильтров в среднем составляют 109208,5 руб./мес. Предположим, что стоимость утилизации фильтров в 2024 году осталась на уровне 9,713 руб./т. Отработанные фильтры за 2024 год собрали для утилизации в количестве 9,74 т продукта. Предотвращенный экономический ущерб можно рассчитать, как произведение массы отработанных фильтров на стоимость их утилизации. При самых неблагоприятных условиях эксплуатации сепаратора, когда эффективность не более 0,5 и концентрации частиц в воздухе $15 \cdot 10^{-6}$ кг/м³ прогностическое увеличение времени работы фильтров составит 18 суток (рисунок 6.45), что означает снижение количества процедур замен фильтров до 7,6 раз в год. Предотвращенный экономический ущерб от утилизации фильтров: 94604,62 руб. в год (или 7883,72 руб. в месяц). Таким образом, с учетом предполагаемой выручки

от реализации товарной продукции и всех издержек получим исходные данные для расчета: Начальная стоимость проекта (IC): 1750000 руб.

Денежный поток ежегодно (CF): 5615690,5 руб.

Срок полезного использования (n): 10 лет (120 месяцев)

Ставка дисконтирования (r): 16% (годовая) или 1,33% (месячная).

Чистый дисконтированный доход NPV вычисляется по формуле:

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} - |IC|. \quad (7.38)$$

Для упрощения расчетов можно использовать формулу для аннуитета:

$$NPV = CF_t \frac{1 - (1+r)^{-n}}{r} - IC = 5615690,5 \cdot \frac{1 - (1 + 0,0133)^{-120}}{0,0133} - 1750000 = \quad (7.39)$$

$$= 25391909,64 \text{ руб.}$$

Расчет PI (индекс доходности):

$$PI = \frac{NPV + IC}{IC} = \frac{25391909,64 + 1750000}{1750000} = 15,51. \quad (7.40)$$

Формула для расчета DPP (дисконтированный срок окупаемости):

$$DPP = \frac{\ln\left(1 - \frac{IC}{NPV + IC}\right)}{\ln(1+r)} = \frac{\ln\left(1 - \frac{1750000}{25391909,64 + 1750000}\right)}{\ln(1 + 0,0133)} = 1,93 \text{ г.} \quad (7.41)$$

DCF (дисконтированный денежный поток)

$$DCF = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} = \sum_{t=1}^{10} \frac{5615690,5}{(1 + 0,1)^t} = 27141909,64 \text{ руб.} \quad (7.42)$$

Таким образом, NPV составляет 25391909,64 руб., т.е. проект приносит значительный положительный чистый дисконтированный доход, что свидетельствует о его высокой экономической целесообразности. Значение PI = 15,51, индекс доходности значительно выше 1, что также указывает на высокую привлекательность проекта. Величина DPP составила 1,93 года.

Учитывая полученные результаты расчетов, внедрение блочного сепаратора в вентканал является экономически рентабельным. Окупаемость проекта составляет чуть меньше года. Стоит отметить также, что начальная стоимость

проекта 150000 руб. была рассчитана для варианта перекрытия сечения пола окрасочной камеры всего $0,8 \times 0,8$ м, накладные расходы при этом составили 40000 руб., прочие расходы оцениваются в 10000 руб. Кроме этого в результате модернизации решена проблема утилизации уловленных частиц путем частичного добавления их в композитные материалы, что отразится на снижении себестоимости изготовленной продукции. Данное технологическое решение оправдано, что подтверждается протоколами испытаний на адгезию в соответствии с методикой, изложенной ГОСТ 31149-2014. По результатам испытаний окрашенным изделиям был присвоен 1 балл (рисунок 7.26, таблица 7.7), свидетельствующий об отслоении мелких чешуек около 5% площади решетчатого надреза на образце (рисунок 7.26). Как видно, адгезионная прочность не ухудшается относительно исходного образца, не имеющего введенных частиц. Также испытания образцов на растяжение (ГОСТ 32656) и изгиб (ГОСТ 25.604) не выявили существенных изменений (таблица 7.8). Поэтому полные финансовые потоки CF оценить не представляется возможным, принятые значения для формулы (7.22) являются заниженными, что свидетельствует о еще большей рентабельности предложенной модернизации установки.

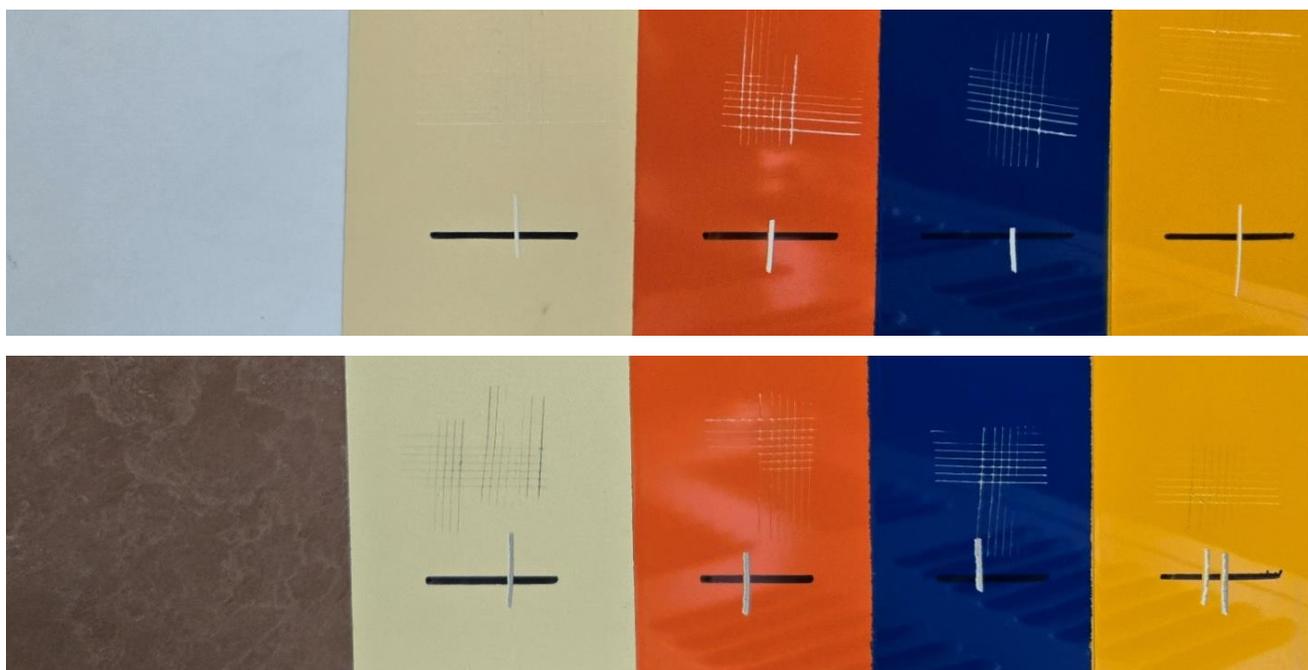


Рисунок 7.26 – Результаты испытаний на адгезию образцов без частиц и с добавлением 5 м.ч.

Таблица 7.7 – Результаты испытания на адгезию окрашенных образцов с помощью адгезиметра ВУК-Cut 0181 ПР/98197

Окрас изделия	Адгезия, балл	Толщина, мкм	Адгезия, балл	Толщина, мкм	Адгезия, балл	Толщина, мкм
	без м.ч.		5 м.ч.		20 м.ч.	
Грунт	1	54	1	38	1	60
Красный	1	32	1	44	1	32
Синий	1	42	1	38	1	50
Желтый	2	60	1	40	1	46

Таблица 7.8 – Результаты исследований на растяжение и изгиб образцов на испытательной машине WDW-200

Параметр	Метод испытаний	Нормальное значение (не менее)	Среднее значение		
			без м.ч.	5 м. ч.	20 м.ч.
Растяжение, МПа	ГОСТ 32656	27	30	28	34
Изгиб, МПа	ГОСТ 25.604	60	115	108	94

Протоколы контроля готовой продукции выполнены совместно предприятиями ООО «Татнефть-Пресс-композит» и ООО «Каматек» и представлены в приложении 3 к диссертации.

7.4. Модернизация установки для разделения водонефтяной эмульсии

На рисунке 7.27 представлена модернизированная схема установки разделения эмульсии, включающая прямоугольный аппарат, несколько модификаций вставок (перегородки П-профиля и вставки из высокопористого ячеистого материала) и вспомогательное оборудование для смешения воды и нефти, и исследования продуктов разделения водонефтяной эмульсии: регулировочные клапаны, пробоотборники, расходомеры, емкость повторного

смешения разделенной эмульсии и насос. Перегородки представляли собой прямоугольные пластины размером $60 \times 60 \times 20$ мм (длина \times высота \times глубина). Вставки из высокопористого ячеистого материала имели следующие геометрические размеры: длина – 60 мм, высота – 60 мм, глубина 20 мм и диаметр ячеек – 5 мм [308]. При этом пористость среды ячеистого материала составляла – 0,7. Сперва подготовленная водонефтяная эмульсия подается в аппарат, в котором она расслаивается на составляющие компоненты (воду и нефть), легкая фаза (нефтяные соединения) поднимается в верхнюю часть аппарата, тяжелая фаза (вода) опускается в нижнюю часть. Следует отметить, что регулировочные клапаны, предназначенные для вывода легкой и тяжелой фаз из устройства, открываются после того, как аппарат полностью заполнится водонефтяной эмульсией. Для поддержания необходимого расхода компонентов водонефтяной эмульсии через регулировочные клапаны используются расходомеры. После чего в пробоотборниках определяются массовые доли нефти и воды в легкой и тяжелой фазах. Далее две фазы поступают в емкость повторного смешения для образования водонефтяной эмульсии, после чего она подается в аппарат с помощью насоса [309].

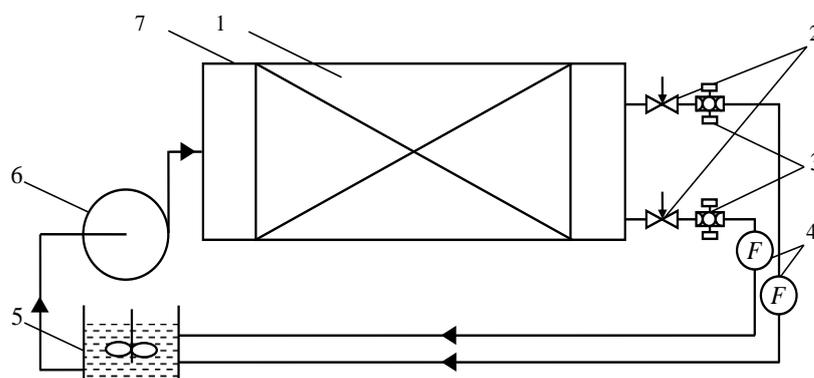


Рисунок 7.27 – Схема установки: 1 – исследуемая вставка; 2 – регулировочные клапаны; 3 – пробоотборники; 4 – расходомеры; 5 – емкость повторного смешения; 6 – насос; 7 – аппарат

В ходе проведения экспериментов принимались следующие постоянные параметры: температура окружающей среды $t_0 = 20^\circ\text{C}$; плотность воды $\rho_b = 998,2$ кг/м³; динамический коэффициент вязкости воды $\mu_b = 0,001003$ кг/(м·с); плотность

нефти $\rho = 883 \text{ кг/м}^3$; динамический коэффициент вязкости нефти $\mu_c = 0,0198 \text{ кг/(м}\cdot\text{с)}$. В ходе исследования содержание нефти в исходной смеси изменялось от 15 % до 25 %.

Для определения эффективности работы отстойника применялась следующая формула:

$$E = \frac{\bar{x}_D - \bar{x}_F}{1 - \bar{x}_F}, \quad (7.43)$$

где \bar{x}_D – массовая доля нефти в легкой фазе, кг/кг; \bar{x}_F – массовая доля нефти в исходной смеси, кг/кг.

Полученные экспериментальные результаты представлены графически на рисунках 7.28, 7.29. Следует отметить, что для наглядности на графиках изображены промежуточные линии роста эффективностей разделения водонефтяных эмульсий при соответствующих скоростях, чтобы показать наиболее эффективные диапазоны работы аппарата при использовании различных вставок, которые были определены в ходе экспериментов. Полученные результаты показали, что по мере роста скорости движения водонефтяной эмульсии в аппарате повышается эффективность ее разделения на составляющие компоненты. При увеличении скорости от 0,047 до 0,08 м/с эффективность разделения водонефтяной эмульсии в среднем достигает 63,1, 60,2 и 53,5 % при проведении эксперимента с использованием аппарата без вставок, с вставками из высокопористого ячеистого материала и с перегородками соответственно при исходной концентрации нефти в исходной смеси 15–25%. Как видно, средние значения эффективности разделения водонефтяных эмульсий выше при более высоких скоростях вследствие того, что увеличение скорости на 5–20% усиливало эффект коалесценции капель. Разработанные вставки также выступали в качестве коалесцеров, т.е. они увеличивали количество процессов слияния капель нефтяных соединений, которые укрупнялись и легче поддавались расслоению из водонефтяной эмульсии, вследствие этого увеличивалась скорость разделения водонефтяной эмульсии. Однако, более сложная структура движения эмульсии при использовании вставок, связанная с их геометрией, усиливала процесс смешения фаз нефти и воды.

Вследствие этого эффективность разделения водонефтяной эмульсии в отстойнике без вставок была выше, но процесс разделения проходил медленнее. Увеличение концентрации нефти в исходной смеси приводило к повышению эффективности разделения водонефтяной эмульсии на составляющие компоненты вследствие того, что количество нефтяных соединений увеличивалось, а, следовательно, процесс коалесценции проходил более интенсивно.

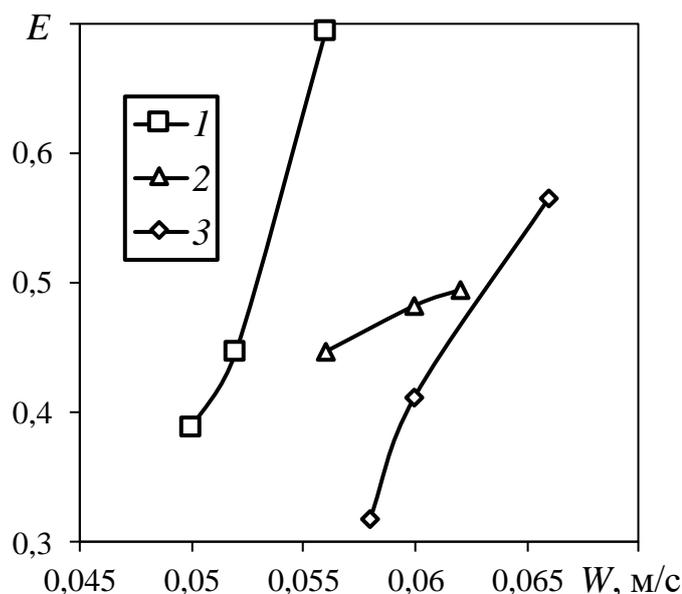


Рисунок 7.28 – Зависимость изменения эффективности разделения водонефтяной эмульсии от скорости ее движения в устройстве при различных экспериментальных вставках: 1 – без вставок; 2 – вставки из высокопористого ячеистого материала; 3 – перегородки. Исходная концентрация нефти в водонефтяной эмульсии составляла 15 %

Эффективность разделения водонефтяной эмульсии в аппарате при концентрации нефти в исходной смеси 15 % составляла в среднем 50,9, 47,4 и 43,1 % при использовании аппарата без вставок, с вставками из высокопористого ячеистого материала и с перегородками соответственно. Следует отметить, что при максимальной скорости разделения водонефтяной эмульсии с использованием перегородок в аппарате равной 0,066 м/с эффективность ее разделения составляла 56,4 %, что на 11,6 % выше, чем при максимальной скорости при использовании вставок из высокопористого ячеистого материала, вследствие того, что ячейки высокопористого материала достаточно быстро забиваются компонентами нефти.

Таким образом, прохождение через него осложняется, и он начинает функционировать больше в качестве смесителя, чем коалесцера (рисунок 7.28).

Эффективность разделения водонефтяной эмульсии при концентрации нефти в исходной смеси равной 20 % составляла в среднем 63,8, 63,3 и 55,1 % при использовании отстойника без вставок, с вставками из высокопористого ячеистого материала и с перегородками соответственно. Можно отметить, что эффективность разделения эмульсии возросла в среднем на 13,5 % при увеличении концентрации нефти в исходной смеси с 15 до 20 %. При концентрации нефти в исходной смеси равной 25 % эффективность разделения водонефтяной эмульсии в среднем составляла 74,6, 69,8 и 62,2 % при использовании отстойника без вставок, с вставками из высокопористого ячеистого материала и с перегородками соответственно. Увеличение эффективности разделения водонефтяной эмульсии на составляющие компоненты в среднем составила 8,1 % при повышении концентрации нефти в исходной смеси с 20 до 25 % (рисунок 7.29). В ходе проведенных исследований было установлено, что применение различных вставок в аппарате позволяло увеличить скорость и эффективность разделения водонефтяных эмульсий при увеличении концентрации нефти в исходной смеси с 15 до 25 %. Скорость разделения водонефтяной эмульсии при использовании вставок из высокопористого ячеистого материала и перегородок относительно отстойника без вставок увеличивалась в среднем на 10,9 и 14,5 % соответственно. Экспериментальные исследования показали, что более эффективными коалесцерами являются перегородки, по сравнению с вставками из высокопористого ячеистого материала вследствие того, что ячейки достаточно быстро забивались тяжелыми компонентами нефти, что приводило к усложнению структуры потока через них. Как следствие, усиливался процесс смешения соединений нефти и воды, и он превалировал перед процессом коалесценции [309].

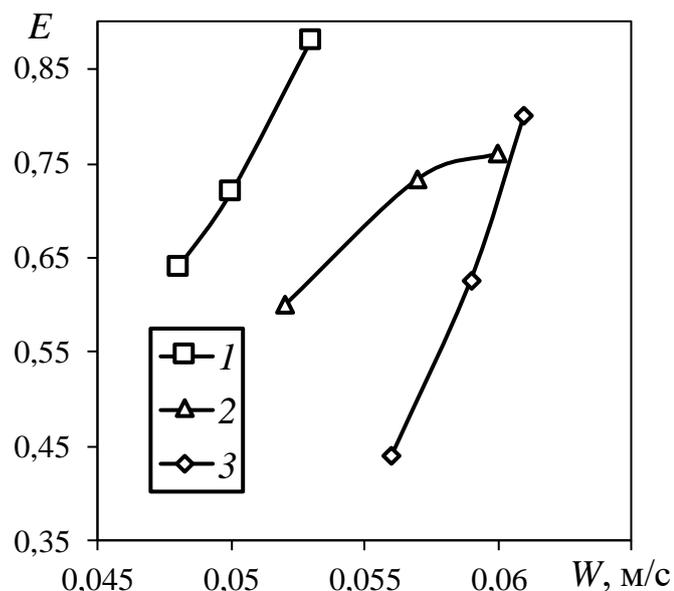


Рисунок 7.29 – Зависимость изменения эффективности разделения водонефтяной эмульсии от скорости ее движения в устройстве при различных экспериментальных вставках: 1 – без вставок; 2 – вставки из высокопористого ячеистого материала; 3 – перегородки. Исходная концентрация нефти в водонефтяной эмульсии составляла 25 %

Ожидаемый экономический эффект от внедрения сепаратора с перегородками П-профиля представлен в приложении 4 к диссертации.

7.5. Выводы по главе 7

1. Разработаны и запатентованы конструкции мультивихревых аппаратов. Разработанная схема выбора наиболее подходящих вихревых аппаратов с учетом особенностей проводимого процесса, его конструкции и требований, предъявляемых к ним, упрощает их подбор для промышленных процессов с различными особенностями.

2. Разработаны реальные промышленные процессы классификации частиц и сепарации двухфазных потоков с использованием мультивихревых аппаратов, в том числе установки фракционирования сыпучего материала для предприятия ООО «Скатз», установки очистки отходящих промышленных газов из реактора для каталитического дегидрирования углеводородов, очистки воздуха окрасочно-

сушильной камеры для предприятия ООО «Каматек», установки разделения водонефтяной эмульсии, что подтверждает их практическую применимость.

3. В среднем фракционная эффективность циклона при традиционной схеме улавливания частиц составила 10, 50 и 90% для эквивалентного диаметра сферы 3,68, 12,28 и 42,13 мкм соответственно, такие же значения фракционной эффективности были достигнуты для эквивалентного диаметра сферы равного 3,70, 14,75 и 53,44 мкм в случае улавливания частиц мультивихревым классификатором.

4. Разработанный алгоритм расчета для выбора и анализа сепарационных элементов С-профиля, расчета их конструктивных параметров, количества и расположения относительно друг друга в реакторе с псевдооживленным слоем при заданных параметрах в рамках реализации технологической схемы по очистке газов установки регенерации катализатора.

5. При диаметре дугообразных элементов d от 20 до 60 мм скорость на входе в сепарационные устройства составляет 0,07 - 0,13, 0,08 - 0,16 и 0,09 - 0,18 м/с при количестве рядов дугообразных элементов n_1 8, 10 и 12 шт. 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.

6. Вариант размещения блочного мультивихревого сепаратора в окрасочно-сушильной камере перед напольными фильтрами предпочтительнее. Для отработанных фильтров грубой очистки перепад давления в воздуховоде был больше в среднем в 3,24 раза относительно чистых фильтров грубой очистки. Для сравнения эта величина с фильтрами тонкой очистки составила 1,33.

7. Дисперсионный анализ частиц, уловленных блочным сепаратором, показал, что частицы в основном менее 10-20 мкм, однако в сепарационной зоне они агломерируются, что подтверждается дифференциальной кривой распределения проб образцов. Анализ химического состава уловленных частиц показал наибольшее содержание в них титана и хрома.

8. Проанализирована возможность утилизации уловленных блочными мультивихревыми сепараторами частиц в качестве компонентов композитных изделий. Испытания окрашенных образцов на растяжение, изгиб и адгезию не

показали существенного ухудшения показателей, что свидетельствует о возможности применения уловленных частиц в качестве частичной замены наполнителя при производстве композиционных изделий. Это является рентабельным мероприятием, позволяющим снизить экономические издержки на утилизацию фильтров и себестоимость изделий.

9. Прогнозирование продолжительности работы блочного сепаратора позволяет определить необходимый срок службы устройств, чтобы момент времени его очистки совпадал со временем обслуживания других аппаратов технологической линии очистки газовых потоков. Достоинствами блочного сепаратора являются простота сборки и разборки, что позволяет в минимальные временные сроки произвести очистку устройства, высокая эффективность и легкость в использовании.

10. В результате модернизации установки разделения водонефтяной эмульсии эффективность разделения при концентрации нефти в исходной смеси равной 20 % составила в среднем 63,8, 63,3 и 55,1 % при использовании отстойника без вставок, с вставками из высокопористого ячеистого материала и с перегородками соответственно. Можно отметить, что эффективность разделения эмульсии возросла в среднем на 13,5 % при увеличении концентрации нефти в исходной смеси с 15 до 20 %.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В рамках поставленной цели и сформулированных задач в диссертационной работе получены следующие основные научные и практические выводы и результаты:

1. В результате проведенного анализа недостатков существующих вихревых аппаратов разработана методология совершенствования гидромеханических процессов разделения дисперсных сред на основе аппаратов мультिवихревого типа и создания конструктивных решений для их реализации. Эти решения обеспечивают более эффективное разделение частиц за счет создания множественных вихрей малого масштаба. Сонаправленные вихри создают более интенсивное вращение потока, что усиливает центробежную силу, действующую на частицы. При этом частицы быстрее оседают на стенках устройства, что повышает общую эффективность сепарации без увеличения входной скорости. Сонаправленные вихри стабилизируют поток, уменьшая неравномерность движения частиц, при этом приводят к сокращениям потерь энергии, что в свою очередь приводит к более предсказуемому и контролируемому процессу сепарации.

2. На созданной экспериментальной установке исследована зависимость гидравлического сопротивления мультिवихревого классификатора частиц от скорости потока при фиксированной геометрии классификатора и различном количестве открытых входных каналов. Полученные результаты подтвердили снижение сопротивления по сравнению с традиционными конструкциями аппаратов, что способствует уменьшению энергозатрат. Потери давления в классификаторе составляют не более 1000 Па при входной скорости газового потока в диапазоне 7,3–22,2 м/с.

3. Проведено теоретическое исследование поля скоростей и эффективности разделения частиц в мультिवихревом классификаторе. Результаты показали улучшение равномерности распределения скоростей и повышение эффективности сепарации. Наиболее стабилизированная структура вихревого

течения наблюдалась при входной скорости газового потока и ширины щели 10 м/с и 12 мм соответственно.

Показано, что эффективность мультивихревого классификатора-сепаратора, работающего в режиме сепарации, может достигать значения 98%. Стабильная вихревая структура в межтрубном пространстве мультивихревого классификатора-сепаратора обеспечивается при увеличении ширины прямоугольного отверстия до значений не более 4,5 мм, и при скорости потока 7,5 м/с могут быть достигнуты высокие значения эффективности сепарации, при этом наиболее предпочтительным является исполнение отверстий высотой от 10 до 15 мм. Использование предложенного мультивихревого классификатора-сепаратора позволяет улавливать частицы эквивалентного диаметра сферы равного 53 мкм в среднем с фракционной эффективностью 90%.

4. Исследованы перепад давления и эффективность процесса сепарации частиц из газовых и жидких потоков с использованием оборудования с модифицированными вставками. Установлено, что геометрия вставок существенно влияет на эффективность процесса. При сепарации мелкодисперсных частиц размером 1–10 мкм и плотностью 1000 кг/м³ из газового потока эффективность в среднем равна 84, 80 и 78% для вставок I-, C- и II-профиля соответственно при скорости потока 8 м/с.

Получено уравнение для сепаратора с I--профилями, отображающее зависимость коэффициента гидравлического сопротивления от скорости потока $\zeta = 1,5W + 79,1$. Уравнение для сепаратора с I-профилями, отображающее зависимость коэффициента гидравлического сопротивления от безразмерного параметра $k = b/h_1 = 0,25$ $\zeta = 63,2 \cdot k^2 - 30,9 \cdot k + 8$. Уравнение для сепаратора с C-профилями, отображающее зависимость коэффициента гидравлического сопротивления от числа Рейнольдса $\zeta = 0,0154 \cdot Re \cdot 10^{-3} + 3,8722$.

В ходе обработки результатов эксперимента получена зависимость эффективности от скорости воздуха на входе сепаратора с C-профилями $E = 0,65 - 0,05w_{inst}$.

При разделении эмульсий увеличение концентрации сырой нефти в смеси, приводит к росту плотности водонефтяной эмульсии от 848 до 996 кг/м³ и снижает эффективность ее разделения от 98,8 до 93,4% в сепараторе с П-профилями, причем при температуре исходной смеси 30°C минимальная эффективность разделения водонефтяной эмульсии составила 96,4%.

5. В результате численного моделирования потоков в устройствах с модифицированными вставками выявлены зависимости эффективности сепарации от геометрических параметров оборудования и режимных параметров процесса.

Эффективность использования модифицированных вставок в виде элементов I-профиля в среднем выше эффективности использования П- и С-образного профиля на 10-15%. Для обеспечения стабильности структуры вихрей в случае разделения эмульсий сепараторами с вставками I-профиля, критическим значением высоты борта двутавровых элементов является $h/b \leq 0,5$, для сепарации частиц из газов критическим значением высоты борта двутавровых элементов является $h/b \approx 0,5$. Эффективность разделения водомасляной эмульсии является высокой для сепаратора с П-профилями, в среднем равняясь 99,9% при числах Рейнольдса в диапазоне 306–611, которые соответствуют входным скоростям потока 1–2 м/с, для сепаратора высотой 50 мм.

Эффективность сепарационного устройства с вставками С-профиля составляет в среднем 86,2, 86,9, 88,3, 88,4, 88,2, 88,4% при высоте верхней части сепарационной решетки h_1 равной 10, 20, 30, 40, 50 и 60 мм соответственно. С ростом показателя нижней части сепарационной решетки h_2 , входящей в бункер сепаратора с вставками С-профиля, вероятность уноса частиц из области между концом дуг и дном устройства уменьшалась, предпочтительным соотношением является $h_1/h_2 = 3/7$.

6. Исследовано гидравлическое сопротивление блочных мультивихревых сепараторов при различных геометрических исполнениях и режимах работы. Получено, что гидравлическое сопротивление блочного мультивихревого сепаратора с открытыми сепарационными каналами Δp_{op} составляет 14 до 204 Па при скорости воздуха на входе в устройство от 1,4 до 7,7 м/с и подчиняется

зависимости $\Delta p_{op} = 2,6W^2$. При компоновке блочного сепаратора крышкой гидравлическое сопротивление составляет от 42 до 1833 Па при скорости воздуха на входе в устройство от 0,8 до 4,9 м/с и подчиняется зависимости $\Delta p_{cl} = 69,3W^2$. Определены оптимальные параметры для очистки газов от аэрозолей и липких частиц.

7. Теоретически и экспериментально подтверждена высокая эффективность процесса очистки газов от аэрозолей и липких частиц в блочных мультивихревых сепараторах.

Получена эффективность процесса очистки от числа Стокса $E = 0,74 - 0,077\exp(-0,69Stk)$.

8. Разработаны инженерные методики расчета мультивихревых аппаратов для сепарации многофазных сред и очистки газов, что позволяет оптимизировать их конструкцию и эксплуатацию, для удобства алгоритмы расчетов представлены в виде блок-схем. Методика расчета мультивихревого классификатора-сепаратора позволяет оценить конструктивные размеры сепарационной зоны устройства для подбора условий работы с наибольшей эффективностью с помощью программы Orange Data Mining. Методика расчета сепаратора с вставками I-профиля позволяет оценить эффективность работы устройства при различных конструктивных исполнениях двутаврового элемента с учетом обеспечения его минимального прогиба в точке крепления. Методика расчета блочного мультивихревого сепаратора позволяет определить высоту сепарационной зоны, эффективность устройства и оценить время его эффективной работы.

9. Применена модель машинного обучения Neural Network и написан код на Python для анализа и обработки данных. Более низкие скорости потока приводят к более крупным размерам фракций, т.к. эффективная центробежная сила, действующая на частицу, снижается, что снижает четкость классификации и является нежелательным процессом. Это позволило оценить недостающие данные и улучшить понимание процессов классификации и очистки. С помощью разработанного программного кода в Python подобрана методика наименьших

квадратов функция аппроксимации и коэффициенты к ней $E = \exp^{-a \cdot \exp^{-bx}} + c \cdot \exp^{-d(x-e)^2} \cdot \sin(f(x-e))$, наиболее адекватно описывающая зависимость фракционной эффективности мультивихревого классификатора-сепаратора от размера частиц и скорости их подачи.

10. Разработаны реальные промышленные процессы классификации частиц и сепарации двухфазных потоков с использованием мультивихревых аппаратов, в том числе установки фракционирования сыпучего материала для предприятия ООО «Скатз», установки очистки отходящих промышленных газов из реактора для каталитического дегидрирования углеводородов, очистки воздуха окрасочно-сушильной камеры для предприятия ООО «Каматек», установки разделения водонефтяной эмульсии, что подтверждает их практическую применимость.

Проанализирована возможность утилизации уловленных блочными мультивихревыми сепараторами частиц в качестве компонентов композитных изделий. Испытания окрашенных образцов на растяжение, изгиб и адгезию не показали существенного ухудшения показателей, что свидетельствует о возможности применения уловленных частиц в качестве частичной замены наполнителя.

11. Разработаны и запатентованы конструкции мультивихревых аппаратов. Проведено технико-экономическое обоснование и даны рекомендации по их внедрению на промышленных предприятиях, что открывает новые возможности для повышения эффективности производственных процессов. Эти расчеты показывают, что проекты являются финансово выгодными с учетом всех затрат и доходов. Предложенные конструкции приняты к внедрению на предприятиях ООО «Скатз», ООО «Каматек», в организации АО «ВНИИУС».

Разработанные технические решения и разработки позволяют выполнять расчеты гидромеханических процессов при проектировании нового оборудования. В результате снижаются сроки и затраты при разработке усовершенствованных процессов в технологическом оборудовании вихревого типа химической и

нефтехимической отрасли. Также важной решенной научно-технической проблемой является внедрение импортозамещенного оборудования с использованием разработанных аппаратов на различных предприятиях нашей страны (см. приложения к диссертации).

Рекомендации, перспективы дальнейшей разработки темы исследования диссертационной работы. Обобщение математических моделей явлений переноса в одно- и двухфазных средах для разработанных аппаратов мультивихревого типа с целью применения результатов при проектировании или модернизации смесительных аппаратов, где требуется турбулизация потоков, повышение производительности и эффективности процессов. Разработка новых перспективных инновационных технологий и их аппаратурного оформления, имеющих важное значение для повышения энергоэффективности и ресурсосбережения промышленных установок в химической, нефтехимической и смежных областях промышленности.

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

$A = F_{bx}/F_{SL}$ – коэффициент крутки в сепарационном элементе (соотношение площадей входа в сепаратор и площади круглых отверстий в стенках элемента); $A_R = U_\varphi/U_z$ – геометрическая характеристика закрученного потока; A_1 – константа Гамакера, Дж; a – диаметр частицы (капли), м; a_{cr} – критическое значение диаметра частицы, м; b – ширина сепарационного канала или модифицированной вставки, м; b_r – расстояние сепарационной зоны от стенки мультивихревого сепаратора, м; b_s – ширина щели (прорези), м; C_D – коэффициент аэродинамического сопротивления частицы; C_v и C_p – удельные теплоемкости при постоянном объеме и постоянном давлении, Дж/(кг·К); c – концентрация пыли, кг/м³; c_0 – концентрация частиц в потоке, кг/м³; c_1, c_2 – это коэффициенты, характеризующие угол поворота кривой, c_x – массовая доля легкой фазы в эмульсии; $C_{oil-outlet}$ – объемная доля трансформаторного масла на выходном патрубке; c_H, c_K – концентрации частиц в газовом потоке на входе и выходе из установки, г/м³; D – коэффициент диффузии; D – диаметр корпуса циклона, м; D_B – диаметр втулки, мм; D_0 – диаметр выхлопной трубы, D_d – диаметр дна циклона, м; D_{ijk} – турбулентная диффузия рейнольдсовых напряжений; D_l – диаметр лигамента на поверхности пленки, мм; d_v – расстояние между сепарационными элементами (диаметр вихря), м; d_1 – диаметр широкой части трубы Вентури, м; d_i – диаметр частиц в i -той фракции, м; d_{ml} – диаметр средней линии дугообразного элемента, м; d_v – диаметр одного завихрения в межтрубном пространстве, м; E – эффективность работы устройства; E_3 – эффективность группы из трех аппаратов; E_i – эффективность работы i -ого отверстия; E_{ji} – источники (стоки), характеризующие обмен полной энергией между фазами (континуумами); Eu – критерий Эйлера; e – коэффициент восстановления; f – осредняемая функция; F – суммарная площадь рабочих и транспортных проемов окрасочной камеры, м²; F_1 и F_2 – площадь широкой и узкой части трубы Вентури соответственно, м²; F – площадь поперечного квадратного сечения перед входом в сепаратор, м²; F_a – сила аэродинамического сопротивления, Н; F_c – центробежная сила, Н; F_i – внешние активные силы, действующие на

частицу, Н; F_z – площадь прохода газа в устройстве между элементами, м²; F_{bx} – суммарная площадь входа в сепарационные элементы квадратной формы, м²; F_p – площадь поперечного сечения частицы, м²; F_{ri} и $F_{\varphi i}$ – радиальные и окружные составляющие скорости частицы, Н; f_v – частота выброса вихря; G_k – турбулентная кинетическая энергия; G_{ma} – массовый расход частиц в потоке, кг/с; G_m – массовый расход запыленного воздуха, кг/с; G_{mi} – массовый расход газа через i -ое отверстие, кг/с; G_m – массовый расход газа на входе в сепаратор, кг/с; G_{mdev} – массовый расход частиц, уловленных устройством, кг/с; G_{ma} – расход частиц, поступающих на фильтр, кг/с; G_v – объемный расход газа, м³/ч; G_0 – расход газа, проходящий через одну сторону ступени сепаратора, м³/с; G_1 – расход газа, в котором частицы улавливаются, м³/с; H – общая высота контактной ступени сепаратора, м; h_b – высота сепарационного элемента, м; h_{gr} – высота сепарационной решетки, м; h – высота борта двутаврового элемента сепаратора, м; h_1, h_2 – высота верхней и нижней частей сепарационной решетки, м; h_i – текущая высота срыва капель, м; h_{in} – высота входного отверстия в сепаратор, м; h_s – высота щели (прорези), м; J – момент инерции сечения двутаврового элемента, кг·м²; K_1, K_2, K_3 – постоянные коэффициенты, определяемые в зависимости от значений Re; $k = b/h_1$ – безразмерный параметр, определяемый отношением выступа двутаврового элемента к его длине, м; L – расстояние между рядами модифицированных вставок в сепараторе, м; l – длина пути перемешивания, являющаяся функцией радиальной координаты, м; l_0 – расстояние от входа в сепарационное устройство до первого ряда дугообразных элементов, м; l_3 – ширина сепаратора с дугами, м; l_{cp} – длина окружности, на которой располагаются центры вихрей, мм; l_{sw} – относительное расстояние от завихрителя, м; L_g – некоторый характерный размер процесса, м; L_m – массовый расход жидкости, кг/с; L_v – объемный расход жидкости, м³/с; m – количество рядов вставок в сепараторе; m_1 – масса сепаратора до проведения эксперимента, кг; m_2 – масса сепаратора после проведения эксперимента, кг; m_{Fk}, m_{fH} – конечные и начальные массы фильтра тонкой очистки, кг; m_{af} – масса осадка на фильтре, кг; M_i – число частиц в i -той фракции, m_{sn} – масса слоя, кг; m_p – масса частицы, кг; \bar{m} – коэффициент расхода закрученного потока несжимаемой жидкости; n – количество частиц на выходе из мультивихревого сепаратора;

n – количество элементов в одном ряду; N – количество частиц на входе в сепаратор; n_i – количество частиц на выходе через i -ое отверстие; n_k – количество частиц, которые были не уловлены сепарационным устройством, т.е. его покинули; n_l – число лопастей тангенциального завихрителя; n_1 – количество рядов дугообразных элементов в сепарационном устройстве; n_2 – число дуг в одном ряду; P – полный напор, полное давление, Па; P_{p1} – несущая способность частицы, кг/см²; P_{ij} – генерация рейнольсовых напряжений; Δp – потери давления, Па; p_0 – атмосферное давление окружающей среды, Па; p_1 – статическое давление в широкой части трубы Вентури, Па; p_2 – статическое давление в узкой части трубы Вентури, Па; p_5 – избыточное давление в воздуховоде, Па; P_{ji} – источник (сток), характеризующий непосредственную передачу импульса от фазы к фазе в результате их взаимодействия; p_{in} – давление на входе в устройство, Па; p_a – атмосферное давление (давление на выходе из устройства), Па; p_m – давление на границе вихря, Па; Δp_{cl} – потери давления в мультивихревом сепараторе при втором варианте конструктивного оформления (с крышкой с отверстиями для выхода воздуха), Па; Δp_{op} – потери давления в мультивихревом сепараторе при первом варианте конструктивного оформления устройства с открытыми сепарационными каналами, Па; Δp_i – потери давления при i опыте, Па; Δp_{i+1} – потери давления при $i+1$ опыте, Па; Q_d – производительность дозатора, кг/с; R – радиус, м; Re – число Рейнольдса; S – длина вихреобразователя, м; S_{in} – площадь входной трубы сепаратора, м²; S_{SL} – площадь отверстий во внутреннем цилиндре, м²; St – число Струхаля; Stk – число Стокса; t_G – абсолютная температура газа, К; t_G – температура воздуха, °С; t_L – температура воды, °С; u_i – компоненты вектора скорости осредненного течения; U_{om} , U_φ , U_r , U_z – относительная, тангенциальная, радиальная и осевая скорости капли, м/с; U_g – среднемассовая скорость газа, м/с; v – скорость всасывания воздуха в рабочем проеме окрасочной камеры, м/с; V_o – объем легкой фазы составляет, м³; V_{s1} – объем осадка на одном сепарационном элементе, м³; V_{sn} – объем осадка на n -ом сепарационном элементе, м³; V_w – объем тяжелой фазы, м³; W_φ , W_r , W_z – тангенциальная, радиальная и осевая скорости воздуха, м/с; W_{bx} – скорость воздуха на выходе из вихревой камеры, м/с; W_{rR} –

радиальная составляющая скорости газа у кромки лопаток завихрителя, м/с; $W_{\varphi R}$ – тангенциальная составляющая скорости газа у кромки лопастей завихрителя на радиусе $r = R_a$; $W_{\varphi R}^0$ – тангенциальная составляющая газового потока на радиусе $r = R_a$ в условиях однофазного течения; $We = \rho_L a U_L^2 / \sigma$ – критерий Вебера; W_{cp} – средняя скорость потока, м/с; W – скорость воздуха, м/с; W_{bx} – скорость газа при его входе в сепарационные элементы квадратной формы, м/с; W_1 – среднерасходная скорость воздуха, м/с; W_{in} – скорость потока во входном патрубке, м/с; W_{SL} – скорость газа в щелях, м/с; W_h – скорость газа в отверстиях или в сужениях между модифицированными вставками, м/с; w – удельная скорость диссипации кинетической энергии турбулентности; w_{inst} – скорости воздуха на входе в расходомер, м/с; w_v – скорость газа в отверстиях, м/с; x_i – декартовы координаты ($i = 1, 2, 3$); Y_v^- – диссипация турбулентной вязкости; y^+ – безразмерный параметр, который используется в гидродинамике для характеристики поведения потока жидкости возле твёрдой поверхности; z – высота сепарационной зоны, м; z_0 – расстояние контакта, м; α – угол щели относительно центральной точки классификатора в плоскости, на которой они располагается, °; α_l – угол наклона лопаток к плоскости, касательной к боковой поверхности завихрителя, °; φ, r, z – координаты частицы или капли в цилиндрической системе координат; γ – неопределенность расчетов, %; Δ – векторный оператор Лапласа; δ – толщина, м; ε – скорость диссипации турбулентной энергии; ε_{ij} – вязкая диссипация; η – эффективность сепарации частиц на одной ступени; μ_G – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с; ν – коэффициент кинематической вязкости, м²/с; ζ – коэффициент гидравлического сопротивления аппарата; ξ_x – коэффициент аэродинамического сопротивления, который может быть выражен через сумму двух составляющих $\xi_x = \xi_a + \xi_\tau$, ξ_a – нормальная составляющая, характеризует так называемое сопротивление формы, ξ_τ – тангенциальная составляющая, характеризует сопротивление трения; ξ_a – коэффициент лобового сопротивления; ρ_a – плотность частицы, кг/м³; ρ_G – плотность газа, кг/м³; ρ_L – плотность жидкости, кг/м³; σ – коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м; σ^k_i – составляющие тензора касательных напряжений; τ – время механической

релаксации частицы, с; τ_r – время прохождения частицы расстояния от центра вихря до его края, с; τ_z – время прохождения частицы расстояния z от самой верхней точки круглого отверстия, с; τ_f – время работы фильтра, с; τ_{dev} – время работы сепарационного устройства, с; v – прогиб сечения в точке E с продольной координатой z , м; $\Delta\tau$ – время работы фильтра, с; Φ_{ij} – порождение или диссипация за счет корреляции пульсации давления и тензора скоростей деформаций; φ – коэффициент живого сечения закрученного потока; ω_i – компоненты вихря; ∇ – оператор набла.

Нижние индексы: 0 – начальное значение; a – частица или капля; cl – closed (закрытый); cr – критическое значение; G – газовая фаза; in – вход; k – конечное значение; L – жидкая фаза; op – open (открытый); out – выход; p – равновесное значение; r – проекция на радиус; x, y координаты; z – продольная координата; φ – тангенциальная составляющая; вн – внутренний; н – наружный.

Сокращения: CAPEX – капитальные затраты; CF – ежегодный денежный поток; CFD – вычислительная гидродинамика; DCF – дисконтированный платежный поток; DES – моделирование с дискретными событиями; DNS – прямое численное моделирование; DPP – дисконтированный срок окупаемости; IC – первоначальные инвестиции; kNN – метод k-ближайших соседей; LES – модель крупных вихрей; MAE – средняя абсолютная ошибка; MAPE – средняя процентная ошибка, доля MAE; MSE – среднеквадратическая ошибка; NLEVM – нелинейная модель вихревой вязкости; NPV – чистый дисконтированный доход; OPEX – эксплуатационные расходы; PI – индекс доходности; PLS – метод регрессионного анализа; R^2 – коэффициент детерминации; RANS – Reynolds Averaged Navier-Stokes; RMSE – корень среднеквадратической ошибки; RNG – Random Number Generator (генератор случайных чисел); RSM – уравнения напряжений Рейнольдса; RSTM – Reynolds Stress Transport Models; SA – Spallart-Allmaras; SAS – метод адаптивных масштабов; SGD – метод стохастического градиентного спуска; SST – Shear Stress Transport; SVM – метод опорных векторов; VOF – модель объема жидкости; МКЭ – метод конечных элементов; СКО – среднее квадратичное отклонение.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Gopalakrishnan, B. Parametric analysis and optimization of gas-particle flow through axial cyclone separator: a numerical study / B. Gopalakrishnan, G. S. Kumar, K. A. Prakash // *Advanced Powder Technology*. – 2023. – Vol. 34. – Article 103959.
2. Сэффмэн, Ф. Динамика вихрей / Ф. Сэффмэн. – М. : Научный мир, 2000. – 376 с.
3. Чаплина, Т. О. Вихревые течения с кручением. Лабораторное моделирование / Т. О. Чаплина, Е. В. Степанова // *Процессы в геосредах*. – 2015. – № 1. – С. 96-105.
4. Helmholtz, H. Uber Integrale der hydrodynamischen Gleichungen, welche den Wirbelbewegungen entsprechen / H. Helmholtz // *Journal fur die reine und angewandte Mathematik*. – 1858. – V. 55. – P. 25-55.
5. Гельмгольц, Г. Основы вихревой теории / Г. Гельмгольц. – М.-Ижевск : Институт компьютерных исследований, 2002. – 82 с.
6. Алексеенко, С.В. Введение в теорию концентрированных вихрей / С. В. Алексеенко, П. А. Куйбин, В. Л. Окулов. М.– Ижевск : Ин-т компьютерных исследований, 2005. – 504 с.
7. Вараксин, А. Ю. Воздушные торнадоподобные вихри: математическое моделирование (обзор) / А. Ю. Вараксин // *Теплофизика высоких температур*. – 2017. – Т. 55. – № 2. – С. 291–316.
8. Суслов, А. Д. Вихревые аппараты / А. Д. Суслов, С. В. Иванов, А. В. Мурашкин, Ю. В. Чижиков. – М. : Машиностроение, 1985. – 256 с.
9. Архипов, В. А. Курс лекций по теории и практике закрученных потоков. Часть 1 / В. А. Архипов. – Томск : Томский государственный университет, 1999. – 60 с.
10. Slameršak, A. Energy requirements and carbon emissions for a low-carbon energy transition / A. Slameršak, G. Kallis, W. O.' Neill Daniel // *Nature Communications*. – 2022. – Vol. 13 (1). – P. 6932.
11. Серебряков, Р.А. Технологии вихревой энергетики / Р. А. Серебряков, В. В. Бирюк, И. И. Оберемко // *Sciences of Europe*. – 2020. – № 48-1 (48). – С. 35-54.

12. Burnett, A. J. Wear in pneumatic conveying pipelines – A review of past and present work / A. J. Burnett // *Powder Handling and Processing*. – 2001. – Vol. 5. – P. 123-128.
13. Zhou, H. Experimental study on erosion-corrosion behavior of liquid–solid swirling flow in pipeline / H. Zhou, Q. Ji, W. Liu, H. Ma, Y. Lei, K. Zhu // *Materials & Design*. – 2022. – Vol. 214. – Article 110376.
14. Hoffmann, A. C. *Gas Cyclones and Swirl Tubes. Principles, Design, and Operation* / A. C. Hoffmann, L. E. Stein. – Berlin Heidelberg : Springer-Verlag, 2002. – 343 p. DOI: 10.1007/978-3-662-07377-3.
15. Yang, J. Effect of the inlet dimensions on the maximum-efficiency cyclone height / J. Yang, G. Sun, C. Gao // *Separation and Purification Technology*. – 2013. – Vol. 105. – P. 15-23.
16. Parvaz, F. Influence of the dipleg shape on the performance of gas cyclones / F. Parvaz, S.H. Hosseini, K. Elsayed, G. Ahmadi // *Separation and Purification Technology*. – 2020. – Vol. 233. – P. 116000.
17. Safikhani, H. Numerical study of flow field in new design cyclone separators with one, two and three tangential inlets / H. Safikhani, J. Zamani, M. Musa // *Advanced Powder Technology*. – 2018. – Vol. 29. – P. 611-612.
18. Yuan, X. M. Numerical simulation of double inlet cylinder cyclone using CFD / X. M. Yuan, H. J. Zhao, J. Y. Qu // *Applied Mechanics and Materials*. – 2013. – Vol. 275-277. – P. 558-561.
19. Winfield, D. Performance comparison of a blast furnace gravity dust-catcher vs. tangential triple inlet gas separation cyclone using computational fluid dynamics / D. Winfield, D. Paddison, M. Cross, N. Croft, I. Craig // *Separation and Purification Technology*. – 2013. – Vol. 115. – P. 205-215.
20. Le, D. Numerical investigation on the performance and flow pattern of two novel innovative designs of four-inlet cyclone separator / D. Le, J. Yoon // *Chemical Engineering and Processing*. – 2020. – Vol. 150. – P. 107867.
21. Moore, M. E. Design methodology for multiple inlet cyclones / M. E. Moore, A. R. McFarland // *Environmental Science and Technology*. – 1996. – Vol. 30. – P. 271-276.

22. Demir, S. A practical model for estimating pressure drop in cyclone separators: an experimental study / S. Demir // *Powder Technology*. – 2014. – Vol. 268. – P. 329-338.
23. Зиберт, Г. К. Технологические процессы и методы расчета оборудования установок подготовки углеводородных газов / Г. К. Зиберт, Е. П. Запорожец, А. Г. Зиберт [и др.]. – М. : РГУ нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина, 2015. – 447 с.
24. Guo, X. LES study on the working mechanism of large-scale precessing vortices and energy separation process of Ranque-Hilsch vortex tube / X. Guo, B. Zhang, Y. Shan // *International Journal of Thermal Sciences*. – 2021. – Vol. 163. – Article 106818. DOI: 10.1016/j.ijthermalsci.2020.106818.
25. Ryu, W. J. A study on the CO₂ removal efficiency with aqueous MEA and blended solutions in a vortex tube type absorber / W. J. Ryu, K. H. Han, W. K. Choi, J. S. Lee, S. J. Park // *Korean Chemical Engineering Research*. – 2009. – Vol. 47. – P. 795-800.
26. Liu, Z. Turbulent mixing in the confined swirling flow of a multi-inlet vortex reactor / Z. Liu, E. Hitimana, J. C. Hill, R. O. Fox, G. Michael // *AIChE Journal*. – 2017. – Vol. 63. – P. 2409-2419.
27. Zhao, B. Insight into performance and mechanism of energy loss for microscale vortex separator/reactor with symmetrical multi-inlets / B. Zhao, H. Li, D. Wang, Q. Liu, Y. Su // *Powder Technology*. – 2022. – Vol. 395. – P. 122-132. DOI: 10.1016/j.powtec.2021.09.047.
28. Fesenko, A. Increasing of equipment efficiency by intensification of technological processes / A. Fesenko, Y. Basova, V. Ivanov, M. Ivanova, F. Yevsiukova, M. Gasanov // *Periodica Polytechnica Mechanical Engineering*. – 2019. – Vol. 63 (1). – P. 67-73.
29. Pavlenko, I. Parameter identification of the Basset force acting on particles in fluid flow induced by the oscillating wall / I. Pavlenko, O. Liaposhchenko, J. Pitel, V. Sklabinskyi // *Journal of Applied and Computational Mechanics*. – 2019. – Vol. 18 (2). – P. 53-63.
30. Pavlenko, I. Identification of the interfacial surface in separation of two-phase multicomponent systems / I. Pavlenko, O. Liaposhchenko, V. Sklabinskyi, V. Storozhenko, Y. Mikhajlovskiy, M. Ochowiak, V. Ivanov, J. Pitel, O. Starynskyi, S.

Włodarczak, A. Krupinska, M. Markowska // *Processes*. – 2020. – Vol. 8 (3). – P. 306. DOI: 10.3390/pr8030306.

31. Skydanenko, M. Reduction of dust emission by monodisperse system technology for ammonium nitrate manufacturing / M. Skydanenko, V. Sklabinskyi, S. Saleh, S. Barghi // *Processes*. – 2017. – Vol. 5 (3). – P. 37. DOI: 10.3390/pr5030037.

32. Sklabinskiy, V. Improving of the electronic intellectual cleaning system of holes in perforated shells of the priller / V. Sklabinskiy, M. Skydanenko, M. Kononenko, A. Artyukhov // 2019 IEEE International Conference on Modern Electrical and Energy Systems (MEES). – 2019. – P. 70–73. DOI: 10.1109/MEES.2019.8896580.

33. Pavlenko, I. Effect of superimposed vibrations on droplet oscillation modes in prilling process / I. Pavlenko, V. Sklabinskyi, J. Pitel', K. Zidek, I. Kuric, V. Ivanov, M. Skydanenko, O. Liaposhchenko // *Processes*. – 2020. – Vol. 8(5). – P. 566. DOI: 10.3390/PR8050566.

34. Sklabinskij, V. I. Intensification of internal currents in drop moving in gas flow with cross velocity gradient / V. I. Sklabinskij, B. G. Kholin // *Teoreticheskie Osnovy Khimicheskoi Tekhnologii*. – 1992. – Vol. 26 (5). – P. 741-745.

35. Sklabinskyi, V. Intensification of mass transfer processes through the impact of the velocity gradient on hydrodynamics and stability of liquid droplets in a gas flow / V. Sklabinskyi, I. Pavlenko // *Chemical Engineering Science*. – 2021. – Vol. 235. – Article 116470. DOI: 10.1016/j.ces.2021.116470.

36. Gupta, A. K. Swirl Flows / A. K. Gupta, D. G. Lilley, N. Syred. – Tunbridge Wells : Abacus Press, 1984. – 475 p.

37. An, Y. Effects of inlet air holes on swirl flow characteristics and outlet temperature distribution in an axial swirl combustor / Y. An, S. Shen, X. Fu, Y. Wang, Y. Pei, Y. Zhang, C. Chen // *Case Studies in Thermal Engineering*. – 2024. – Vol. 61. – Article 105085.

38. Халатов, А. А. Теория и практика закрученных потоков / А. А. Халатов. – Киев : Наукова думка, 1989. – 190 с.

39. Черныш, Н. К. Теория и расчет идеальных вихревых устройств / Н. К. Черныш. – Минск : Медисонт, 2010. – 370 с.

40. Пиралишвили, Ш. А. Вихревой эффект. Эксперимент, теория, технические решения / Ш. А. Пиралишвили, В. М. Поляев, М. Н. Сергеев. – М. : Энергомаш, 2000. – 211 с.
41. Никулин, В. В Моделирование торнадоподобных вихрей / В. В Никулин // Математические проблемы механики сплошных сред. – Новосибирск, 1980. – Вып. 47. – С. 135-144.
42. Латыпов, Д. Н. Динамика двухфазного течения в вихревых аппаратах, предназначенных для комплексной очистки газовых выбросов энергетических установок, работающих на твердом топливе. Часть 1 / Д. Н. Латыпов, А. Н. Николаев // Проблемы энергетики. – 2003. – № 3-4. – С. 13-21.
43. Смутьский, И. И. Аэродинамика и процессы в вихревых камерах / И. И. Смутьский. – Новосибирск : ВО "Наука", 1992. – 301 с.
44. Овчинников, А. А. Закономерность движения капель в вихревых прямооточных аппаратах с тангенциальными завихрителями / А. А. Овчинников, Н. А. Николаев, С. Х. Абдульманов // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. – 1978. – № 11. – С. 1689-1692.
45. Dehdarinejad, E. Impact of non-uniform surface roughness on the erosion rate and performance of a cyclone separator / E. Dehdarinejad, M. Bayareh // Chemical Engineering Science. – 2022. – Vol. 249. – Article 117351.
46. Зинуров, В. Э. Фракционирование мелкодисперсного сыпучего материала на основе силикагеля в мультивихревых классификаторах / В. Э. Зинуров. – Дисс. на соискание ученой степени канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2022. – 145 с.
47. Post, F. H. The state of the art in flow visualisation: Feature extraction and tracking / F. H. Post, B. Vrolijk, H. Hauser, R. S. Laramée, H. Doleisch // Computer Graphics Forum. – 2003. – Vol. 22(4). – P. 1–17.
48. Jiang, M. Detection and visualization of vortices / M. Jiang, R. Machiraju, D. Thompson. In C. D. Hansen and C. R. Johnson, editors. – New York : Elsevier, 2005. – 21 p.

49. Zhang, Y. A review of methods for vortex identification in hydroturbines / Y. Zhang, K. Liu, H. Xian, X. Du // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. – 2018. – Vol. 81. – Part 1. – P. 1269-1285.
50. Günther, T. Rotation invariant vortices for flow visualization *Vis Comput Graph* / T. Günther, M. Schulze, H. Theisel // *IEEE Transactions*. – 2016. – Vol. 22 (1). – P. 817-826.
51. Si, L. Modeling and experiment for effective diffusion coefficient of gas in water-saturated coal / L. Si, H. Zhang, J. Wei, B. Li, H. Han // *Fuel*. – 2021. – Vol. 284. – Article 118887.
52. Iyengar, V. S. Measurements of droplet velocity fields in sprays from liquid jets injected in high-speed crossflows using PIV / V. S. Iyengar, K. Sathiyamoorthy, J. Srinivas, K. P. Pratheesh, P. Manjunath // *Proceedings of the National Aerospace Propulsion Conference. Lecture Notes in Mechanical Engineering*. – 2021. – P. 93–102. DOI: 10.1007/978-981-15-5039-3_5.
53. Ranjbari, P. A critical review of the coupled CFD–DEM method for the simulation of two-phase liquid–solid systems / P. Ranjbari, M. Ebrahimi, F. Ein-Mozaffari, S. Upreti, A. Lohi // *Powder Technology*. – 2025. – Vol. 454. – P. 120677.
54. Николаев, А. Н. Определение дисперсного состава капель во вращающемся капельном слое вихревого сепарационного устройства / А. Н. Николаев, О. С. Дмитриева, В. В. Харьков // *Вестник технологического университета*. – 2024. – Т. 27. – № 6. – С. 90-93.
55. Dmitrieva, O. S. Droplet Size Distribution of the Liquid Phase in a Vortex Separation Device / O. S. Dmitrieva, V. V. Kharkov, A. N. Nikolaev // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2024. – Vol. 58. – № 5. – P. 1755-1759.
56. Kharkov, V. V. Droplet Dynamics in the Rotating Layer of a Separator with a Tangent Swirler / V. V. Kharkov, O. S. Dmitrieva, A. N. Nikolaev // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2024. – Vol. 58. – № 5. – P. 1766-1770.
57. Ogino, M. Fluent Simulation of Separator and Dryer Aerodynamics and Comparison with Data / M. Ogino, R. Kapulla, A. Dehbi // *Annual Meeting of American Nuclear Society*. – 2008. – P. 1-8.

58. Akiki, M. Compressible integral representation of rotational and axisymmetric rocket flow / M. Akiki, J. Majdalani // *Journal of Fluid Mechanics*. – 2016. – Vol. 809. – P. 213-239.
59. Ouyang, S. Separation efficiency theoretical model of swirl-vane separator based on bidirectional vortex / S. Ouyang, Z. Xiong, J. Zhao, R. Kang // *Annals of Nuclear Energy*. – 2022. – Vol. 170. – P. 108984.
60. Шлихтинг, Г. Теория пограничного слоя / Г. Шлихтинг. – М. : Наука, ГРФМЛ, 1974. – 712 с.
61. Escudier, M. P. Observations of the flow produced in a cylindrical container by a rotating endwall / M. P. Escudier // *Experiments in fluids*. – 1984. – № 2. – P. 189-196.
62. Волчков, Э. Аэродинамика вихревой камеры с торцевым и боковым вдувом / Э. Волчков, И. И. Смульский // *Технические основы химической технологии*. – 1983. – Т. 17. – № 2. – С. 282-286.
63. Идельчик, И. Е. Некоторые эффекты и парадоксы в аэродинамике и гидравлике / И. Е. Идельчик. – М. : Машиностроение, 1982. – 96 с.
64. Сугак, Е. В. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами / Е. В. Сугак, Н. А. Войнов, Н. А. Николаев. – Казань : Школа, 1999. – 224 с.
65. Cazan, R. Experimental investigation of the swirling flow and the helical vortices induced by a twisted tape inside a circular pipe / R. Cazan, C. K. Aidun // *Physics of Fluids*. – 2009. – Vol. 21. – Article 037102. DOI: 10.1063/1.3085699.
66. Balakrishnan, P. Influence of swirl number on jet noise reduction using flat vane swirlers / P. Balakrishnan, K. Srinivasan // *Aerospace Science and Technology*. – 2018. – Vol. 73. – P. 256-268.
67. Raj, R. T. K. Study on the effect of various parameters on flow development behind vane swirlers / R. T. K. Raj, V. Ganesan // *International Journal of Thermal Sciences*. – 2008. – Vol. 47. – P. 1204-1225.
68. Kataoka, H. Effects of swirler shape on two-phase swirling flow in a steam separator / H. Kataoka, Y. Shinkai, A. Tomiyama // *Journal of Power and Energy Systems*. – 2009. – Vol. 3. – P. 347-355.

69. Khandelwal, B. Design and study on performance of axial swirler for annular combustor by changing different design parameters / B. Khandelwal, D. Lili, V. Sethi // *Journal of the Energy Institute*. – 2014. – Vol. 87. – P. 372-382.
70. Durbin, M. D. Study of flame stability in a step swirl combustor / M. D. Durbin, M. D. Vangsness, D. R. Ballal, V. R. Katta // *Proceedings ASME Turbo Expo*. – 1995. – Vol. 3. – P. 308-315.
71. Пат. 2607429 Российская Федерация, В04С 3/00, F28F 25/04, F23С 7/00, В23Р 15/02, F23D 14/46. Разделительное устройство, содержащее завихритель / Алторф Хуго, Кёппен Яннес, Крон Йост Якобус; заявитель и патентообладатель Шелл Интернэшнл Рисерч Маатсхаппий Б.В. – № 2014129081; заявл. 17.12.2012; опубл. 10.01.2017, Бюл. № 1. – 14 с.
72. Ouyang, S. Separation efficiency theoretical model of swirl-vane separator based on bidirectional vortex / S. Ouyang, Z. Xiong, J. Zhao, R. Kang // *Annals of Nuclear Energy*. – 2022. – Vol. 170. – Article 108984.
73. Matsubayashi, T. Effects of swirler shape on swirling annular flow in a gas–liquid separator / T. Matsubayashi, K. Katono, K. Hayashi, A. Tomiyama // *Nuclear Engineering and Design*. – 2012. – Vol. 249. – P. 63-70.
74. Xiong, Z. Study on flow pattern and separation performance of air–water swirl-vane separator / Z. Xiong, M. Lu, M. Wang, H. Gu, X. Cheng // *Annals of Nuclear Energy*. – 2014. – Vol. 63. – P. 138-145.
75. Olaleye, O. E. CFD modeling analysis of a vertical gas liquid separator / O. E. Olaleye, B. Van Ombele, X. Li, O. A. Adeshina // *Journal of Petroleum Science and Engineering*. – 2022. – Vol. 216. – P. 110733.
76. Campen, L. Van Bulk Dynamics of Droplets in Liquid-Liquid Axial Cyclones / L. van Campen. – Ph.D. dissertation. – TU Delft, Delft, 2014 – 211 p.
77. Sahovic, B. A study on the relationship between upstream and downstream conditions in swirling two-phase flow / B. Sahovic, H. Atmani, P. Wiedemann, E. Schleicher, D. Legendre, E. Climent, R. Zamanski, A. Pedrono, U. Hampel // *Flow Measurement and Instrumentation*. – 2020. – Vol. 74. – P. 101767.

78. IPS-E-PR-850. Engineering Standard for Process Requirements of Vessels, Reactors and Separators. – Iranian Ministry of Petroleum, 1999. – 44 p
79. Габдулов, И. Н. Анализ работы сепарационного оборудования для очистки сырого газа сеноманских залежей газовых месторождений / И. Н. Габдулов, Т. Ф. Кадыров // Оборудование и технологии для нефтегазового комплекса. – 2020. – № 6 (120). – С. 34-40.
80. Manglik, R. M. Swirl flow heat transfer and pressure drop with twisted-tape inserts / R. M. Manglik // Advances in Heat Transfer. – 2003. – Vol. 36. – P. 183-266.
81. Ikhtlaq, M. Nozzle exit conditions and the heat transfer in non-swirling and weakly swirling turbulent impinging jets / M. Ikhtlaq, Y.M. Al-Abdeli, M. Khiadani // Heat and Mass Transfer. – 2020. – Vol. 56. – P. 269-290.
82. Li, H. State-of-the-Art of Advanced Distillation Technologies in China / H. Li, Y. Wu, X. Li, X. Gao // Chemical Engineering & Technology. – 2016. – Vol. 39. – P. 815-833.
83. Olujić, Ž. Equipment improvement trends in distillation / Ž. Olujić, M. Jödecke, A. Shilkin, G. Schuch, B. Kaibel // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. – 2009. – Vol. 48. – P. 1089-1104.
84. Пат. 87923 Российская Федерация. Прямоточно-вихревое устройство для контакта газа и жидкости / Калимуллин И. Р., Деев Е. Б., Николаев А. Н., Дмитриев А. В.; заявитель и патентообладатель Учреждение Российской академии наук Казанский научный центр РАН. – № 2009122044/22; заявл. 08.06.2009; опубл. 27.10.2009, Бюл. № 30. – 2 с.
85. Савельев, Н. И. Сравнительная характеристика и совершенствование аппаратов прямоточно-вихревого типа / Н. И. Савельев, Ю. И. Бодров, В. А. Шейнман [и др.] // Деп. ОНИИТЭХим. Черкассы. – 1982. – № 871.
86. Савельев, Н. И. Обобщенное описание структуры жидкостных потоков на многоэлементных ступенях прямоточно-вихревых аппаратов / Н. И. Савельев, Н. А. Николаев // Теоретические основы химической технологии. – 1987. – Т. 21. – № 4. – С. 500-506.
87. Пат. 2152240 Российская Федерация, МПК В01D 3/26, В01D 3/30. Контактная тарелка для вихревых теплообменных аппаратов / Халитов Р. А., Махоткин

А. Ф.; заявитель и патентообладатель Халитов Р. А. – № 96112796/12; заявл. 18.06.1996; опубл. 10.07.2000.

88. Пат. 2482910 Российская Федерация, МПК В01J 19/24. Аппараты для контактирования пара и жидкости, содержащие вихревые контактные ступени / Таулер Гэвин П.; заявитель и патентообладатель ЮОП ЛЛК. – № 2011145032/05; заявл. 31.03.2010; опубл. 27.05.2013. Бюл. №15.

89. Пат. 2036733 Российская Федерация, МПК В04С 5/08, В04С 5/00. Аппарат для проведения физико-химических процессов в вихревом газовом потоке / Панарин Ю. И., Махоткин А. Ф., Иванов Г. А.; заявитель и патентообладатель Казанский инженерный центр "Промэкология". – № 5021925/26; заявл. 09.01.1992; опубл. 09.06.1995.

90. Пат. 2788558 Российская Федерация, МПК В01D 53/14. Аппарат для двухступенчатой очистки газов с вихревой камерой и провальной тарелкой / Володин А. М., Епихин А. Н., Киселева О. А.; заявитель и патентообладатель ОАО "ВТИ". – № 2022124656; заявл. 19.09.2022; опубл. 23.01.2023. Бюл. № 3.

91. Пат. 2766504 Российская Федерация, F28D 20/00. Вихревой теплообменный аппарат / Косырев В. М., Соколов А. Е., Сидягин А. А.; заявитель и патентообладатель федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Нижегородский государственный технический университет им. Р.Е. Алексеева". – № 2021118223; заявл. 23.06.2021; опубл. 15.03.2022, Бюл. № 8. – 13 с.

92. Чжен, П. Отрывные течения. В 3 томах / П. Чжен. – М. : Мир, 1972. – Т. 1, 300 с. – Т. 2, 280 с. – Т. 3, 333 с.

93. Мадышев, И. Н. Определение гидравлического сопротивления и объемных коэффициентов тепло- и массоотдачи при охлаждении оборотной воды в многоступенчатой вихревой камере / И. Н. Мадышев, О. С. Дмитриева, В. В. Харьков, А. О. Маясова // Теплоэнергетика. – 2022. – № 12. – С. 64-72.

94. Пат. 2791822 Российская Федерация, МПК В01D 3/30. Вихревое контактное устройство / Харьков В. В., Дмитриева О. С., Мадышев И. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное

учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – № 2023100179; заявл. 10.01.2023; опубл. 13.03.2023, Бюл. № 8 – 10 с.

95. Madyshev, I. N. Energy saving in distillation by combining vortex contact device and thermal effects / I. N. Madyshev, V. V. Kharkov, O. S. Dmitrieva, V. E. Zinurov // *Thermal Science and Engineering Progress*. – 2022. – V. 34. – P. 101431.

96. Пат. 2797870 Российская Федерация, МПК В01D 3/30. Контактное устройство вихревого типа / Харьков В. В., Дмитриева О. С., Мадышев И. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – № 2023100181; заявл. 10.01.2023; опубл. 09.06.2023, Бюл. № 16.

97. Пат. 91755 Российская Федерация. Вихревой теплообменный аппарат для конденсации газов / Калимуллин И. Р., Гафиятов И. З., Дмитриев А. В., Николаев А. Н.; заявитель и патентообладатель: авторы; опубл. 27.02.2010, Бюл. № 6. – 2 с.

98. Erol, H. I. Experimental and numerical study of Stairmand cyclone separators: a comparison of the results of small-scale and large-scale cyclones / H. I. Erol, O. Turgut, R. Unal // *Heat Mass Transfer*. – 2019. – Vol. 55 (8). – P. 2341-2354. DOI: 10.1007/s00231-019-02589-y.

99. Jang, K. Evaluation of the turbulence models for gas flow and particle transport in URANS and LES of a cyclone separator / K. Jang, G. G. Lee, K. Y. Huh // *Computers and Fluids*. – 2018. – Vol. 172. – P. 274-283. DOI: 10.1016/j.compfluid.2018.04.032.

100. Peng, W. Flow diagram in reverse centrifugal separators / W. Peng, A. Hoffmann, P. Boot, A. Udding, H. Dries, A. Ekker, J. Kater // *Powder Technology*. – 2002. – Vol. 127 (3). – P. 212-222.

101. Shastri, R. Multi-objective optimization of cyclone separators using mathematical modelling and large-eddy simulation for a fixed total height condition / R. Shastri, L. Singh Brar, K. Elsayed // *Separation and Purification Technology*. – 2022. – Vol. 291. – Article 120968. DOI: 10.1016/j.seppur.2022.120968.

102. Tang, X. Prediction of separation efficiency in gas cyclones based on RSM and GA-BP: Effect of geometry designs / X. Tang, Y. Yue, Y. Shen // Powder Technology. – 2023. – Vol. 416. – Article 118185. DOI: 10.1016/j.powtec.2022.118185.
103. Le, D. K. A hybrid CFD – Deep Learning methodology to improve the accuracy of cut-off diameter prediction in coarse-grid simulations for cyclone separators / D. K. Le, M. Guo, J. Y. Yoon // Journal of Aerosol Science. – 2023. – Vol. 170. – Article 106143. DOI: 10.1016/j.jaerosci.2023.106143.
104. Cortes, C. Modeling the gas and particle flow inside cyclone separators / C. Cortes, A. Gil // Progress in Energy and Combustion Science. – 2007. – Vol. 33 (5). – P. 409-452. DOI: 10.1016/j.peccs.2007.02.001.
105. Guo, M. An overview of novel geometrical modifications and optimizations of gas-particle cyclone separators / M. Guo, L. Yang, H. Son, D. K. Le, S. Manickam, X. Sun, J. Y. Yoon // Separation and Purification Technology. – 2024. – Vol. 329. – Article 125136. DOI: 10.1016/j.seppur.2023.125136.
106. Dizajyekan, S. N. Evaluation of Centrifugal Force, Erosion, Strain Rate, and Wall Shear in a Stairmand Cyclone / S. N. Dizajyekan, G. Shahgholi, A. R. Fanaei, V. Rostampour, V. R. Sharabiani, M. Szymanek, R. Kulig // Processes. – 2022. – Vol. 10. – P. 994. DOI: 10.3390/pr10050994.
107. Лазарев, В. А. Циклоны и вихревые пылеуловители: Справочник. 2-е изд., перераб. и доп. / В. А. Лазарев. – Н. Новгород : Фирма ОЗОН, 2006. – 320 с.
108. 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.
109. Дмитриев, А. В. Вихревые аппараты для очистки крупнотоннажных газовых выбросов промышленных предприятий / А. В. Дмитриев, О. С. Макушева, И. Р. Калимуллин, А. Н. Николаев // Экология и промышленность России. – 2012. – № 1. – С. 4-7.
110. Тищенко, В. П. Дисперсные системы и загрязнение атмосферы и гидросферы / В. П. Тищенко. – Хабаровск : Изд-во тихоокеан. гос. ун-та, 2017. – 204 с.

111. Веригин, А. Н. Машины и аппараты переработки дисперсных материалов. Примеры создания: учебное пособие / А. Н. Веригин, В. С. Данильчук, Н. А. Незамаев; под редакцией А. Н. Веригина. – Санкт-Петербург: Лань, 2018. – 271 с.
112. Klumpar, I. V. Air classifiers / I. V. Klumpar, F. N. Currier, T. A. Ring // *Engineering feature*. – 1986. – P. 77-78.
113. Alekseenko, S. Theory of concentrated vortices: An introduction / S. Alekseenko, P. Kuibin, V. Okulov. – New York : Springer, 2007. – 488 p. DOI: 10.1007/978-3-540-73376-8.
114. Васильев, О. Ф. Основы механики винтовых и циркуляционных потоков / О. Ф. Васильев. – М.-Л. : Госэнергоиздат, 1958. – 144 с.
115. Beltrami, E. Considerazioni idrodinamiche / E. Beltrami // *Rendiconti del Reale Istituto Lombardo di scienze e lettere*. – 1899. – V. 22. – P. 1877-1894.
116. Гостинцев, Ю. А. Поток Громеки – Бельтрами в полубесконечной цилиндрической трубе / Ю. А. Гостинцев, П. Ф. Похил, О. А. Успенский // *Известия АН СССР. Механика жидкости и газа*. – 1971. – № 2. – С. 117-120.
117. Митрофанова, О. В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах ядерно-энергетических установок / О. В. Митрофанова. – М. : ФИЗМАТЛИТ, 2010. – 288 с.
118. Волков, Е. В. О вращении изотермического потока в циклонной камере / Е. В. Волков // *Теплоэнергетика*. – 1960. – № 8. – С. 32-37.
119. Гольдштик, М. А. Закрученный поток несжимаемой жидкости в круглой трубе / М. А. Гольдштик // *Известия АН СССР. Отд. техн. наук*. – 1958. – № 12. – С. 24-31.
120. Лойцянский, Л. Г. Механика жидкости и газа / Л. Г. Лойцянский. – М. : Наука, 1973. – 847 с.
121. Ахмедов, Р. Б. Аэродинамика закрученной струи / Р. Б. Ахмедов, Т. Б. Балагула, Ф. К. Рашидов [и др.]. – М. : Энергия, 1977. – 240 с.
122. Гольдштик, М. А. Вихревые потоки / М. А. Гольдштик. – Новосибирск : Наука, 1981. – 368 с.

123. Кнорре, Г. Ф. Теория топочных процессов / Г. Ф. Кнорре, К. М. Арефьев, А. Г. Блох [и др.]. – М.-Л. : Энергия, 1966. – 491 с.
124. Андерсон, Д. Вычислительная гидромеханика и теплообмен. В 2-х т. / Д. Андерсон, Дж. Таннехилл, Р. Плетчер. – М. : Мир, 1990. – 728 с.
125. Самарский, А. А. Разностные методы решения задач газовой динамики / А. А. Самарский, Ю. П. Попов. – М. : Либроком, 2016. – 424 с.
126. Баутин, С. П. Газодинамическая теория восходящих закрученных потоков / С. П. Баутин, И. Ю. Крутова, А. Г. Обухов. – Екатеринбург : УрГУПС, 2020. – 399 с.
127. Обухова, А. Г. Численное моделирование тепловых восходящих закрученных течений воздуха / А. Г. Обухова, Д. Д. Баранникова. – М. : Изд. дом Академии Естествознания, 2018. – 120 с.
128. Баутин, С. П. Численное моделирование течений в восходящих закрученных потоках с использованием разностной схемы / С. П. Баутин, С. Н. Кононов, Э. С. Левунина // Математические структуры и моделирование. – 2022. – №3. – С. 32-38.
129. Высотина, В. Г. Моделирование закрученного турбулентного течения воздуха в длинной трубе / В. Г. Высотина // Обзорение прикладной и промышленной математики. – 2022. – Т. 29. – Вып. 1. – С. 1-11.
130. Сугак, Е.В. Моделирование турбулентных закрученных потоков / Е. В. Сугак, А. В. Сугак // Современные проблемы науки и образования. – 2013. – № 1. – С. 154-162.
131. Платонов, Д. В. Численное моделирование пространственных течений с закруткой потока / Д. В. Платонов, А. В. Минаков, А. А. Дегтярев [и др.] // Компьютерные исследования и моделирование. – 2013. – Т. 5. – № 4. – С. 635-648.
132. Biegger, C. Numerical investigation of flow and heat transfer in a swirl tube / C. Biegger, C. Sotgiu, B. Weigand // International Journal of Thermal Sciences. – 2015. – Vol. 96. – P. 319-330.
133. Luan, Y. Investigations of flow structures and heat transfer in a swirl chamber with different inlet chambers and various aerodynamic parameters / Y. Luan, C. Du, X. Fan, J. Wang, L. Li // International Journal of Heat and Mass Transfer. – 2018. – Vol. 118. – P. 551–561.

134. Щукин, В. К. Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах / В. К. Щукин, А. А. Халатов. – М. : Машиностроение, 1982. – 200 с.
135. Смульский, И. И. Исследование гидродинамики вихревых камер / И. И. Смульский, Автореф. дисс...канд. техн. наук. – Новосибирск, 1979. – 17 с.
136. Сокольская, Т. В. Исследование аэродинамики аппарата циклонного типа на ЦВМ / Т. В. Сокольская, Ф. Н. Ясинский, С. Г. Ушаков [и др.] // Известия Вузов. Химия и хим. технология. – 1981. – № 9. – С. 1163-1168.
137. Джакупов, К. Б. Численный расчет закрученных струй в топочных камерах / К. Б. Джакупов, В. О. Кроль // Моделирование топочных и энерготехнологических процессов. – М. , 1983. – С. 67-75.
138. Халатов, А. А. Турбулентная вязкость при течении закрученного потока в неподвижной трубе / А. А. Халатов // Известия Вузов. Авиационная техника. – 1979. – № 3. – С. 117-119.
139. Кинни, Р. Б. Универсальное подобие скоростей в полностью турбулентных вращающихся потоках / Р. Б. Кинни // Труды Америк. общества инж.-механиков. Сер. Е. Прикладная механика. – 1967. – № 2. – С. 199-206.
140. Кусинлин, М. Л. Расчет осесимметричных турбулентных закрученных пограничных слоев / М. Л. Кусинлин, Ф. К. Локвуд // Ракетная техника и космонавтика. – 1974. – Т. 12. – № 4. – С. 168-177.
141. Гупта, А. Закрученные потоки / А. Гупта, Д. Лилли, Н. Сайред. – М. : Мир, 1987. 588 с.
142. Белов, И. А. Моделирование турбулентных течений / И. А. Белов, С. А. Исаев. – СПб : Балт. гос. техн. ун-т, 2001. – 108 с.
143. Davidson, L. An Introduction to turbulence Models / L. Davidson. – Goteborg, Sweden. Chalmers, 2011. – 48 p.
144. Гарбарук, А. В. Современные подходы к моделированию турбулентности / А. В. Гарбарук, М. Х. Стрелец, А. К. Травин [и др.]. – СПб : Изд. Политехнического университета, 2016. – 234 с.

145. Гарбарук, А. В. Моделирование турбулентности в расчетах сложных течений / А. В. Гарбарук, М. Х. Стрелец, М. Л. Шур. – СПб : Изд. Политехнического университета, 2012. – 88 с.
146. Launder, B. E. The numerical computation of turbulent flows / B. E. Launder, D. B. Spalding // *Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering*. – 1974. – Vol. 3(2). – P. 269–289.
147. Wilcox, D. C. Reassessment of the scale-determining equation for advanced turbulence models / D. C. Wilcox // *AIAA Journal*. – 1988. – Vol. 26 (11). – P. 1299–1310.
148. Menter, F. R. Zonal two-equation $k-\omega$ turbulence models for aerodynamic flows / F.R. Menter // *AIAA-Paper*. – 1993. – Article AIAA-1993-2906.
149. Волков, К. Н. Моделирование крупных вихрей в расчетах турбулентных течений / К. Н. Волков, В. Н. Емельянов. – М. : ФИЗМАТЛИТ, 2008. – 368 с.
150. Дейч, М. Е. Двухфазные течения в элементах терлоэнергетического оборудования / М. Е. Дейч, Г. А. Филиппов. – М. : Энергоатомиздат, 1987. – 328 с.
151. Вараксин, А. Ю. Двухфазные потоки с твердыми частицами, каплями и пузырями: проблемы и результаты исследований (обзор) / А. Ю. Вараксин // *Теплофизика высоких температур*. – 2020. – Т. 58. – № 4. – С. 646-669.
152. Уоллис, Г. Одномерные двухфазные течения / Г. Уоллис. – М. : Мир, 1972. – 440 с.
153. Shi, S. Z. Numerical slug flow model of curved pipes with experimental validation / S. Z. Shi, X. D. Wu, G. Q. Han [et al.] // *ACS Omega*. – 2019. – Vol. 4 (12). – P.14831-14840.
154. Liu, S. Separation characteristics of the gas and liquid phases in a vane-type swirling flow field / S. Liu, L. L. Yang, D. Zhang [et al.] // *International Journal of Multiphase Flow*. – 2018. – Vol. 107. – P. 131-145.
155. Wu, F. Numerical study on the gas-solid flow in a spouted bed installed with a controllable nozzle and a swirling flow generator / F. Wu, X. X. Che, Z. Y. Huang [et al.] // *ACS Omega*. – 2020. – Vol. 5 (2). – P. 1014-1024.

156. Zhang, Y. J. Study on measures to improve gas-liquid phase mixing in a multiphase pump impeller under high gas void fraction / Y. J. Zhang, W. H. Zhu, K. Ding [et al.] // IOP Conference Series : Earth and Environmental Science. 2012. – Vol. 15 (6). – P. 062023.
157. Gidaspow, D. Hydrodynamics of circulating fluidized beds: Kinetic theory approach / D. Gidaspow, R. Bezburuah, J. Ding // Proceedings of the 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization. – New York, 1991. – P. 75-82.
158. Elghobashi, S. On predicting particle-laden turbulent flows / S. Elghobashi // Journal of Applied Sciences Research. – 1994. – Vol. 52. – P.309-329.
159. Jiang, S. L. Study on the performance of a long cylinder electrostatic cyclone demister / S. L. Jiang, H. X. Yuan, F. Q. Zhou [et al.] // Chemical Engineering & Processing: Process Intensification. – 2021. – Vol. 164. – Article 108398.
160. Boivin, M. Direct numerical simulation of turbulence modulation by particles in homogeneous turbulence / M. Boivin, O. Simonin, K. D. Squires // Journal of Fluid Mechanics. – 1998. – Vol. 375. – P. 235-263.
161. Галустов, В. С. Прямочные распылительные аппараты в теплоэнергетике / В. С. Галустов. – М. : Энергоатомиздат, 1989. – 240 с.
162. Страус, В. Промышленная очистка газов / В. Страус. – М. : Химия, 1981. – 616 с.
163. Liu, G. CFD-DEM simulation of liquid-solid fluidized bed with dynamic restitution coefficient / G. Liu, F. Yu, H. Lu, S. Wang, P. Liao, Z. Hao // Powder Technology. – 2016. – Vol. 304. – P. 186-197. DOI: 10.1016/j.powtec.2016.08.058.
164. Batchelor, G. K. A new theory of the instability of a uniform fluidized bed / G. K. Batchelor // Journal of Fluid Mechanics. – 1998. – Vol. 193. – P. 75-110. DOI: 10.1017/S002211208800206X.
165. Нигматуллин, Р. И. Динамика многофазных сред. Ч. I, II / Р. И. Нигматуллин. – М. : Наука, 1987. – 824 с.
166. Kuerten, J. G. Point-Particle DNS and LES of Particle-Laden Turbulent flow - a state-of-the-art review / J. G. Kuerten // Flow Turbulence Combust. – 2016. – Vol. 97. – P. 689-713.

167. Исахов, А.А. Прямое численное моделирование (DNS) турбулентных течений с использованием параллельных технологий / А.А. Исахов // Вестник КазНУ. Сер. мат., мех., инф. 2012. № 2(73). С.81-86.
168. Qiu, Z. Empirical and numerical advancements in gas-liquid separation technology: A review / Z. Qiu, L. Zhou, L. Bai, M.A. El-Emam, R. Agarwal // *Geoenergy Science and Engineering*. – 2024. – Vol. 233. – Article 212577.
169. Raees, M. Recent developments on application of different turbulence and multiphase models in sedimentation tank modeling – a review / M. Raees, T. D. Tamphasana, H. Kirpa // *Water Air and Soil Pollution*. – 2022. – Vol. 234 (1). – P. 1-27.
170. Mothilal, T. Influence of inlet velocity of air and solid particle feed rate on holdup mass and heat transfer characteristics in cyclone heat exchanger / T. Mothilal, K. Pitchandi // *Journal of Mechanical Science and Technology*. – 2015. – V. 29. – P. 4509-4518.
171. Dhakal, T.P. Numerical study of gas-cyclone airflow: an investigation of turbulence modelling approaches / T. P. Dhakal, D. K. Walters, W. Strasser // *International Journal of Computational Fluid Dynamics*. – 2014. – Vol. 28. – P. 1-15.
172. Zhao, B. Simulation of gas flow pattern and separation efficiency in cyclone with conventional single and spiral double inlet configuration / B. Zhao, Y. Su, J. Zhang // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2006. – V. 84. – P. 1158-1165.
173. Pierce, C. D. Method for generating equilibrium swirling inflow conditions / C.D. Pierce, P. Moin // *AIAA Journal*. – 1998. – Vol.36, №7. P.1325-1327.
174. Казаков, Б. П. Обзор моделей и методов расчета аэрогазодинамических процессов в вентиляционных сетях шахт и рудников / Б. П. Казаков, Е. В. Колесов, Е. В. Накаряков, А. Г. Исаевич // *Горный информационно-аналитический бюллетень*. – 2021. – № 6. – С. 5-33.
175. Crowe, C. T. Multiphase flows with droplets and particles / C. T. Crowe, J. D. Schwarzkopf, M. Sommerfeld, Y. Tsuji. – Boca Raton : CRC Press, 2011. – 509 p.
176. Фукс, Н. А. Механика аэрозолей / Н. А. Фукс. – М. : Изд-во АН СССР, 1955. – 352 с.

177. Бусройд, Р. Течение газа со взвешенными частицами / Р. Бусройд. – М. : Мир, 1975. – 379 с.
178. Берд, Р. Явления переноса / Р. Берд, В. Стьюарт, Е. Лайтфут. – М. : Химия, 1974. – 688 с.
179. Броунштейн, Б. И. Гидродинамика, массо- и теплообмен в дисперсных системах / Б. И. Броунштейн, Г. А. Фишбейн. – Л. : Химия, 1977. – 280 с.
180. Николаев, А. Н. Комплексная очистка промышленных газовых выбросов в аппаратах вихревого типа: теоретические основы и методология расчета: Дисс... докт. техн. наук. / А. Н. Николаев. – Казань, 1999. – 287 с.
181. Morsi, S. An investigation of particle trajectories in two-phase flow systems / S. Morsi, A. Alexander // Journal of Fluid Mechanics. – 1972. – Vol. 55. – № 2. – P.193-208.
182. Перри, Дж. Справочник инженера-химика. Т.1 / Дж. Перри. – Л. : Химия, 1969. 640 с.
183. Протодьяконов, И. О. Гидродинамика и массообмен в дисперсных системах жидкость-жидкость / И. О. Протодьяконов, С. В. Ульянов. – Л. : Химия, 1986. – 272 с.
184. Лаптев, А. Г. Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции / А. Г. Лаптев. – Казань : КГЭУ, 2005. – 229 с.
185. Basset, A. B. A Treatise on Hydrodynamics. V.2. Ch.5 / A. B. Basset. – Cambridge: Deighton-Bell, 1988; N.Y.: Dover Publ., 1961. – 364 p.
186. Boussinesq, J. V. Theorie Analytique de la Chaleur. V.2. / J. V. Boussinesq. – Paris : Gauthier-Villars, 1903. – 224 p.
187. Tchen, C. M. Mean value and correlation problems connected with the motion of small particles suspended in turbulent fluid / C. M. Tchen. – The Hague: Martinus Nisholf, 1947. – 126 p.
188. Хинце, И. О. Турбулентность, ее механизм и теория / И. О. Хинце. – М. : Физматгиз, 1963. – 680 с.
189. Rubinow, S. I. The transverse force on a spinning sphere moving in a viscous liquid / S. I. Rubinow, J. B. Keller // Journal of Fluid Mechanics. – 1961. – № 11. – P.447-459.

190. Сэффмен, П. Г. Подъемная сила малой сферы при медленном течении сдвига / П. Г. Сэффмен // Механика. – 1966. – № 2. – С. 624-632.
191. Овчинников, А. А. Движение частиц в вихревом газовом потоке с большим градиентом скорости / А. А. Овчинников, Н. А. Николаев // Теоретические основы химической технологии. – 1973. – Т. 7. – № 5. – С. 792-794.
192. Анаников, С. В. Приближенная оценка коэффициента реактивности при движении испаряющейся капли топлива в потоке газа / С. В. Анаников, А. В. Талантов, В. В. Давитулиани // Известия ВУЗов. Авиационная техника. – 1972. – № 4. – С. 82-85.
193. Li, X. Effects of various modeling schemes on mist film cooling simulation / X. Li, T. Wang // Journal of Heat Transfer. – 2007. – Vol. 129. – № 4. – P. 472-482.
194. Миньков, Л. Л. Численное решение задач гидродинамики с помощью вычислительного пакета Ansys Fluent : учеб. пособие / Л. Л. Миньков, К. М. Моисеева. – Томск : STT, 2017. – 122 с.
195. Кузнецов, Е. А. Моделирование турбулентности. Расчет сдвиговых течений с применением Ansys FLUENT : практикум / Е. А. Кузнецов [и др.]. – СПб. : ПОЛИТЕХ-ПРЕСС, 2020. – 49 с.
196. ANSYS CFX-Solver Theory Guide. Release 12.1. – Canonsburg: ANSYS Inc., 2009. – 257 p.
197. Шаблий, Л. С. Компьютерное моделирование типовых гидравлических и газодинамических процессов двигателей и энергетических установок в Ansys Fluent: учеб. пособие / Л. С. Шаблий, А. В. Кривцов, Д. А. Колмакова. – Самара: Изд-во Самар. ун-та, 2017. – 108 с.
198. Копченова, Н.В. Вычислительная математика в примерах и задачах : учебное пособие. 3-е изд., стер. / Н.В. Копченова, И. А. Марон. – СПб. : Лань, 2009. – 368 с.
199. Kosarev, N. P. Effective method for hydrochemical classification of thin-dispersed technogenic mineral waste in the mining and metallurgical complex / N. P. Kosarev, V. N. Makarov, A. V. Ugolnikov, N. V. Makarov, A. V. Lifanov // Perm Journal of Petroleum and Mining Engineering. – 2019. – Vol. 19. – № 4. – P. 388-400. DOI: 10.15593/2224-9923/2019.4.7

200. Sun, Z. Experimental and CFD study on a cyclonic classifier with new flow pattern / Z. Sun, Q. Liu, X. Yu // *Advanced Powder Technology*. – 2019. – Vol. 30. – Article 2276-2284. DOI: 10.1016/j.appt.2019.07.007.
201. Remy, B. Polydisperse granular flows in a bladed mixer: Experiments and simulations of cohesionless spheres / B. Remy, J. G. Khinast, B. J. Glasser // *Chemical Engineering Science*. – 2011. – Vol. 66. – №. 9. – P. 1811-1824.
202. Пат. 219177 Российская Федерация, МПК В01D 45/12. Мультивихревое устройство с сепарационными наклонными пластинами / Зинуров В. Э., Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Мугинов А. М., Насырова И. И., Бадретдинова Г. Р.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2023110828; заявл. 26.04.2023; опубл. 03.07.2023, Бюл. № 19. – 8 с.
203. Пат. 207306 Российская Федерация, МПК В01D 45/12, В01D 45/04, В04С 5/103. Пылеуловитель-классификатор с коническим корпусом / Зинуров В. Э., Бадретдинова Г. Р., Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Мадышев И. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2021114850; заявл. 25.05.2021; опубл. 21.10.2021, Бюл. № 30. – 7 с.
204. Пат. 211784 Российская Федерация, МПК В01D 45/12, В01D 45/04, В04С 5/103. Воздушный центробежный классификатор с сепарационной решеткой / Зинуров В. Э., Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Мадышев И. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2022113309; заявл. 18.05.2022; опубл. 22.06.2022, Бюл. № 18. – 7 с.
205. Пат. 213481 Российская Федерация, МПК В01D 45/12, В04С 5/103. Мультивихревое устройство с сепарационной спиралью / Зинуров В. Э., Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Моисеева К. С.; заявитель и патентообладатель

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2022113306; заявл. 18.05.2022; опубл. 13.09.2022, Бюл. № 26. – 7 с.

206. Zinurov, V. E. Classification of bulk material from the gas flow in a device with coaxially arranged pipes / V. E. Zinurov, A. V. Dmitriev, M. A. Ruzanova, O. S. Dmitrieva // E3S Web of Conferences. – 2020. – Vol. 193. – P. 01056.

207. Fokeer, S. Characterisation of the cross sectional particle concentration distribution in horizontal dilute flow conveying – a review / S. Fokeer, S. Kingman, I. Lowndes, A. Reynolds // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. – 2004. – Vol. 43. – Issue 6. – P. 677-691.

208. Пиралишвили, Ш. А. Вихревой эффект. Эксперимент, теория, технические решения / под ред. А.И. Леонтьева. / Ш. А. Пиралишвили, В. М. Поляев, М. Н. Сергеев. – М. : УНПЦ «Энергомаш», 2000. – 414 с.

209. Young, J. A theory of particle deposition in turbulent pipe flow / J. Young, A. Leeming // Journal of Fluid Mechanics. – 2003. – Vol. 340. – P. 139-159.

210. Yan, Y. Measurement of solids deposition in pneumatic conveying / Y. Yan, B. Byrne // Powder Technology. – 1997. – Vol. 91. – P. 131-139.

211. Zinurov, V. E. Collecting finely-dispersed particles from the gas flow in a centrifugal separator with coaxially arranged pipes / V. E. Zinurov, O. S. Dmitrieva, O. S. Popkova // MATEC Web of Conferences. – 2020. – Vol. 315. – P. 03003.

212. Дмитриев, А. В. Анализ динамики жидкости и газа в сепараторе с кольцевым пространством / А. В. Дмитриев, А. Р. Галимова, Г. Х. Гумерова, О. С. Дмитриева // Вестник технологического университета. – 2021. – Т. 24. – № 4. – С. 80-84.

213. Пат. 205875 Российская Федерация, МПК В01D 17/02, В01D 17/038, В04В 1/04, В04С 5/00. Вихревое устройство для разделения эмульсий / Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Харьков В. В., Зинуров В. Э., Мадышев И. Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – № 2021117825; заявл. 18.06.2021; опубл. 11.08.2021, Бюл. № 23.

214. Харьков, В. В. Исследование влияния конструктивных параметров сепаратора вертикального типа на процесс образования устойчивых вихрей / В. В. Харьков, А. В. Дмитриев, А. Р. Галимова, О. С. Дмитриева // Вестник технологического университета. – 2021. – Т. 24. – № 7. – С. 64-67.
215. Зинуров, В. Э. Исследование процесса деэмульсации водонефтяной эмульсии в отстойнике с гофрированными пластинами / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, В. В. Харьков, А. Р. Галимова // Вестник технологического университета. – 2020. – Т. 23. – № 7. – С. 61-64.
216. Song, C. Numerical analysis of forces exerted on particles in cyclone separators / C. Song, B. Pei, M. Jiang, B. Wang, D. Xu, Y. Chen // Powder Technology. – 2016. – Vol. 294. – P. 437-448.
217. Tofighian, H. A large eddy simulation study of cyclones: The effect of sub-models on efficiency and erosion prediction / H. Tofighian, E. Amani, M. Saffar-Avval // Powder Technology. – 2020. – Vol. 360. – P. 1237-1252.
218. Huber, N. Modelling and numerical calculation of dilute-phase pneumatic conveying in pipe systems / N. Huber, M. Sommerfeld // Powder Technology. – 1998. – Vol. 98. – P. 90-101.
219. Ziskind, G. Shear gravity effects on particle motion in turbulent boundary layers / G. Ziskind, C. Gutfinger // Powder Technology. – 2002. – Vol. 125. – P. 140-148.
220. Zinurov, V. E. Analysis of various mathematical models of turbulence when calculating the gas dynamics in a classifier with coaxially arranged pipes / V. E. Zinurov, A. V. Dmitriev, G. R. Badretdinova, A. R. Galimova, O. S. Dmitrieva // IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering. – 2021. – Vol. 1089. – P. 012002.
221. Zinurov, V. E. Numerical simulation of pressure loss in a classifier with coaxial pipes / V. E. Zinurov, V. V. Kharkov, I. N. Madyshev // Mining Informational and Analytical Bulletin. – 2022. – V. 10-1. – P. 173-181. [In Russ].
222. Zinurov, V. E. Numerical Study of Vortex Flow in a Classifier with Coaxial Tubes / V. E. Zinurov, V. V. Kharkov, E. V. Pankratov, A. V. Dmitriev // International Journal of Engineering and Technology Innovation. – 2022. – V. 12. – №4. – P. 336-346.

223. Зинуров, В. Э. Влияние конструктивного оформления статического мультивихревого классификатора на эффективность фракционирования частиц силикагеля / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, А. М. Мугинов // Башкирский химический журнал. – 2023. – Т. 30. – № 4. – С. 99-106. DOI: 10.17122/bcj-2023-4-99-106
224. Зинуров, В. Э. Влияние конструктивных параметров классификатора с соосно расположенными трубами на эффективность фракционирования мелкодисперсного сыпучего материала / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, И. Н. Мадышев, О. С. Дмитриева // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2021. – № 7. – С. 3-7.
225. Пат. 171615 Российская Федерация, МПК В01D 45/06, МПК В01D 45/08. Устройство для тонкой пылегазоочистки / Дмитриев А.В., Дмитриева О.С., Мадышев И.Н., Николаев А.Н.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2017100315; заявл. 09.01.2017; опубл. 07.06.2017, Бюл. № 16. – 6 с.
226. Дмитриев, А. В. Улавливание частиц из дымовых газов прямоугольными сепараторами / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, В. Л. Нгуен // Вестник технологического университета. – 2017. – Т. 20. – № 15. – С. 78-80.
227. Дмитриев, А. В. Улавливание мелкодисперсных твердых частиц из газовых потоков в прямоугольных сепараторах / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, Ву Л. Нгуен // Вестник Иркутского государственного технического университета. – 2018. – Т. 22. – № 3 (134). – С. 138-144.
228. Пат. 201605 Российская Федерация, МПК В01D 45/04, В04С 5/103. Устройство для улавливания мелкодисперсных частиц / Дмитриев А.В., Дмитриева О.С., Мадышев И.Н., Зинуров В.Э., Биккулов Р.Я.; заявитель и патентообладатель Дмитриев А.В., Биккулов Р.Я. – 2020117363; заявл. 14.05.2020; опубл. 23.12.2020, Бюл. № 36.
229. Пат. 193334 Российская Федерация, МПК В01D 45/08. Устройство для очистки газов от средне- и мелкодисперсных частиц / Соловьева О.В., Соловьев С.А.,

Дмитриев А.В., Дмитриева О.С., Мадышев И.Н.; заявитель и патентообладатель Соловьева О.В., Соловьев С.А. – 2019105447; заявл. 26.02.2019; опубл. 24.10.2019, Бюл. № 30.

230. 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. Дмитриев, А. А. Абдуллина // Вестник технологического университета. – 2023. – Т. 26. – № 8. – С. 41-46. DOI: 10.55421/1998-7072_2023_26_8_41

231. Зинуров, В. Э. Сепарационное устройство для улавливания мелкодисперсных частиц, образующихся при работе реакторов 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.

232. Пат. 219550 Российская Федерация, МПК В01D 45/08. Устройство для очистки газа от твердых взвешенных частиц / Салахова Э. И., Зинуров В. Э., Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Абдуллина А. А.; 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. – 8 с.

233. Салахова, Э. И. Очистка газа пылеулавливающим устройством с дугообразными элементами / Э. И. Салахова, В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, А. А. Абдуллина // Экология и промышленность России. – 2024. – Т. 28. – № 2. – С. 12-18.

234. Салахова, Э. И. Численное моделирование улавливания мелкодисперсных частиц катализатора сепарационным устройством с дугообразными элементами / Э. И. Салахова, В. Э. Зинуров, А. А. Абдуллина, О. С. Дмитриева, И. Н. Мадышев, В. В. Титенков // Ползуновский вестник. – 2024. – № 1. – С. 161-168.

235. Pantazopoulos, M. S. Vortex-induced vibration parameters: critical review / M. S. Pantazopoulos. – New York : American Society of Mechanical Engineers, 1994. – 199-226 p.

236. Дмитриев, А. В. Экспериментальные исследования очистки загрязненных газовых потоков от мелкодисперсных частиц в прямоугольном сепараторе / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, Ю. О. Семенова // Вестник технологического университета. – 2018. – Т. 21. – № 12. – С. 109-112.
237. Дмитриев, А. В. Исследование структуры потока в прямоугольных сепараторах / А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, Д. С. Винь, М. В. Фомин // Вестник технологического университета. – 2017. – Т. 20. – № 23. – С. 17-19.
238. Соловьева, О. В. Разделение нефтяных эмульсий в прямоугольных сепараторах / О. В. Соловьева, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, Д. С. Винь // Вестник технологического университета. – 2017. – Т. 20. – № 21. – С. 45-47.
239. Dmitriev, A. V. Intensification of gas flow purification from finely dispersed particles by means of rectangular separator / A. V. Dmitriev, V. E. Zinurov, O. S. Dmitrieva // IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering. – 2018. – V. 451. – P. 012211.
240. Zinurov, V. E. Improved dusty gas cleaning in open-cast automobile transport / V. E. Zinurov, V. V. Kharkov, I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva, N. Z. Dubkova // Journal of Physics: Conference Series. – 2022. – V. 2388. – P. 012141. DOI: 10.1088/1742-6596/2388/1/012141.
241. Дмитриев, А. В. Эффективность входной ступени прямоугольных сепараторов / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, А. И. Поляков // Вестник технологического университета. – 2018. – Т. 21. – № 11. – С. 66-69.
242. Дмитриев, А. В. Исследование влияния конструктивных и физических параметров на структуру движения газового потока в прямоугольном сепараторе / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, В. В. Харьков // Вестник технологического университета. – 2020. – Т. 23. – № 3. – С. 85-88.
243. Dmitriev, A. V. Influence of elements thickness of separation devices on the finely dispersed particles collection efficiency / A. V. Dmitriev, V. E. Zinurov, O. S. Dmitrieva // MATEC Web of Conferences. – 2018. – V. 224. – P. 02073.

244. Миньков, Л. Л. Численное моделирование немонотонной сепарационной кривой гидроциклона / Л. Л. Миньков, И. Г. Дик // Инженерно-физический журнал. – 2012. – Т. 85. – № 6. – С. 1214-1222.
245. 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. – 2019. – Vol. 126. – Article 00007.
246. Пат. 179836 Российская Федерация, МПК В01D 47/06. Устройство для мокрой очистки газов / Дмитриев А.В., Дмитриева О.С., Мадышев И.Н., Сагдеев А.А., Николаев А.Н., Гатин Р.С.; заявитель и патентообладатель Дмитриев А.В. – № 2018107304; заявл. 27.02.2018; опубл. 25.05.2018, Бюл. № 15.
247. Дмитриев, А. В. Эффективность прямоугольного сепаратора в зависимости от оформления элементов внутри аппарата / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, В. Л. Нгуен // Вестник Казанского государственного энергетического университета. – 2018. – Т. 10. – № 1 (37). – С. 74-81.
248. Zinurov, V. E. Efficiency of different separation elements for removal of fine particles from gas / V. E. Zinurov, N. Z. Dubkova, O. S. Popkova, O. S. Dmitrieva // Journal of Physics: Conference Series. – 2021. – Vol. 1745. – P. 012090.
249. Дмитриев, А. В. Влияние конструктивного оформления элементов прямоугольного сепаратора на эффективность очистки газа от твердых частиц / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, А. А. Галиев // Вестник технологического университета. – 2018. – Т. 21. – № 9. – С. 58-61.
250. Дмитриев, А. В. Очистка газовых выбросов котельных установок от твердых частиц / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, В. Л. Нгуен // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. – 2020. – Т. 22. – № 1. – С. 3-9.
251. Дмитриев, А. В. Оценка эффективности прямоугольных сепараторов для улавливания частиц из потоков газа / А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, Э. И. Салахова, В. Л. Нгуен // Вестник технологического университета. – 2018. – Т. 21. – № 11. – С. 59-62.
252. Madyshev, I. N. Determination of Settling Efficiency of Solid Finely Dispersed Particles Within Devices with Rectangular Separators / I. N. Madyshev, O. S. Dmitrieva,

A. V. Dmitriev // Proceedings of the 5th International Conference on Industrial Engineering. ICIE 2019. Lecture Notes in Mechanical Engineering. – 2020. – Part I. – P. 79-84.

253. Dmitrieva, O. S. Evaluation of the efficiency of rectangular separators to collect the particles from the gas flows / O. S. Dmitrieva, V. L. Nguen, N. D. Yakimov, E. G. Sheshukov // IOP Conference Series: Earth and Environmental Science. – 2019. – Vol. 337. – P. 012057.

254. Зинуров, В. Э. Исследование очистки газового потока от различных фракций пылевидных частиц сепаратором трапециевидной формы / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, М. О. Уткин // Вестник технологического университета. – 2019. – Т. 22. – № 10. – С. 68-71.

255. Зинуров, В. Э. Удаление влаги из загрязненного трансформаторного масла в прямоугольных сепараторах / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, С. В. Данг, Э. И. Салахова // Вестник технологического университета. – 2018. – Т. 21. – № 11. – С. 75-79.

256. Dmitriev, A. V. Removal of moisture from contaminated transformer oil in rectangular separators / A. V. Dmitriev, V. E. Zinurov, D. Vinh, O. S. Dmitrieva // E3S Web of Conferences. – 2019. – Vol. 110. – P. 01026.

257. Дмитриев, А. В. Моделирование процесса разделения водонефтяной эмульсии в прямоугольном сепараторе / А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, Д. С. Винь // Вестник Казанского государственного энергетического университета. – 2018. – Т. 10. – № 3 (39). – С. 65-71.

258. Vinh, D. Separation of Oil-Water Emulsion in Laboratory Setup with U-Shaped Elements / D. Vinh, V. Zinurov, O. Dmitrieva, V. Kharkov // MATEC Web of Conferences. – 2021. – Vol. 346. – Article 03077. DOI: 10.1051/mateconf/202134603077

259. Салахова, Э. И. Определение критического диаметра уноса частиц в реакторе с псевдооживленным слоем / Э. И. Салахова, А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, Р. И. Гильмутдинова // Вестник технологического университета. – 2023. – Т. 26. – № 12. – С. 139-143.

260. Зинуров, В. Э. Улавливание мелкодисперсных капель из газового потока в сепарационном устройстве с двутавровыми элементами / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева // Промышленная энергетика. – 2020. – № 12. – С. 47-53.
261. Биккулов, Р. Я. Применение сепаратора для снижения выбросов летучих органических веществ / Р. Я. Биккулов, А. П. Иванов, А. И. Ибатуллина, О. С. Дмитриева // VI Всероссийская студенческая научно-практическая конференция «Интенсификация тепломассообменных процессов, промышленная безопасность и экология» (г. Казань, 24-26 мая 2022 г.). : материалы конференции. – Казань : КНИТУ, 2022. – С. 460-461.
262. ГОСТ 8.586.4-2005. ГСИ. Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Трубы Вентури. Дата введения 2007-01-01. М. : Стандартинформ.
263. Зинуров, В. Э. Численное и экспериментальное исследование сужающего устройства на основе трубы Вентури / В. Э. Зинуров, И. И. Насырова, К. Д. Вьюгова, И. Н. Мадышев // Вестник технологического университета. – 2022. – Т. 25. – № 7. – С. 106-111. DOI: 10.55421/1998-7072_2022_25_7_106.
264. Зинуров, В. Э. Экспериментальное определение гидравлического сопротивления упрощенной модели мультивихревого классификатора с соосно расположенными трубами / В. Э. Зинуров, И. Н. Мадышев, А. А. Каюмова, К. С. Моисеева // Ползуновский вестник. – 2022. – № 2. – С. 108-116. DOI: 10.25712/ASTU.2072- 8921.2022.02.015.
265. Зинуров, В. Э. Экспериментальное определение гидравлического сопротивления мультивихревого сепаратора / В. Э. Зинуров, Р. Я. Биккулов, О. С. Дмитриева, И. Н. Мадышев, А. А. Абдуллина // Ползуновский вестник. – 2023. – № 1. – С. 191-199.
266. Josang, A. I. Numerical and Experimental Studies of Droplet Gas Flow : Ph.D. thesis / A. I. Josang. – Porsgrunn : Telemark University college, 2002. – P. 96–115.
267. Биккулов, Р. Я. Оценка эффективной работы мультивихревого сепаратора в окрасочной камере / Р. Я. Биккулов, А. В. Дмитриев, А. Н. Николаев, О. С.

- Дмитриева, И. Е. Полтев // Вестник технологического университета. – 2022. – Т. 25. – № 7. – С. 116-119.
268. Dmitriev, A. V. Analysis of Multivortex Separator Operation in Spray Booth / A. V. Dmitriev, R. Y. Bikkulov, V. V. Kharkov, O. S. Dmitrieva // 2022 4th International Youth Conference on Radio Electronics, Electrical and Power Engineering (REEPE). – 2022. – P. 1-4. DOI: 10.1109/REEPE53907.2022.9731412.
269. Ватин, Н. И. Очистка воздуха при помощи аппаратов типа циклон / Н. И. Ватин, К. И. Стрелец. – СПб. : Химия, 2003. – 65 с. Режим доступа: <https://elibr.spbstu.ru/dl/209.pdf/download/209.pdf>
270. Злочевский, В. Л. Анализ формирования аэропотока в циклоне / В. Л. Злочевский, К. А. Мухопад // Южно-Сибирский научный вестник. – 2015. – № 4(12). – С. 5-13.
271. Циклон СЦН-40. Режим доступа: https://e-formula.ru/Cyclons/Cyclons_SCN-40.htm
272. Циклон универсальный для улавливания мелкой пыли ЦН-11-400: паспорт. Режим доступа: https://e-formula.ru/Cyclons/tsn_11/tsn_11_Passport.html?tsn_11_400
273. 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
274. Пат. 201604 Российская Федерация, МПК В01D 45/04, В04С 5/103. Пылеуловитель-классификатор с соосно расположенными трубами / Дмитриев А.В., Дмитриева О.С., Мадышев И.Н., Биккулов Р.Я., Зинуров В.Э.; заявитель и патентообладатель Дмитриев А.В., Биккулов Р.Я. – 2020128520; заявл. 26.08.2020; опубл. 23.12.2020, Бюл. № 36. – 8 с.
275. Зинуров, В. Э. Разработка классификатора с соосно расположенными трубами для разделения сыпучего материала на основе силикагеля / В. Э. Зинуров, И. Н. Мадышев, А. Р. Ивахненко, И. В. Петрова // Ползуновский вестник. – 2021. – № 2. – С. 205-211.

276. Зинуров, В. Э. Промышленные испытания фракционирования сыпучего материала в мультивихревом классификаторе-сепараторе / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, К. С. Моисеева // Вестник технологического университета. – 2022. – Т. 25. – № 4. – С. 58-63. DOI: 10.55421/1998-7072_2022_25_4_58.
277. Зинуров, В. Э. Газодинамика проточной части классификатора с соосно расположенными трубами / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, И. И. Насырова, О. С. Дмитриева // Вестник технологического университета. – 2022. – Т. 25. – № 4. – С. 71-76. DOI: 10.55421/1998-7072_2022_25_4_71.
278. Naik, A. Correlation Review of Classification Algorithm Using Data Mining Tool: WEKA, Rapidminer, Tanagra, Orange and Knime / A. Naik, L. Samant, // Procedia Computer Science. – 2016. – Vol. 85. – P. 662-668.
279. Братищенко, В. В. Информационные технологии в бизнес-аналитике с использованием Orange3 и Python / В. В. Братищенко. – Иркутск : Изд. дом БГУ, 2021. – 117 с.
280. Zandieh, M. A comprehensive insight into the application of machine learning approaches in predicting the separation efficiency of hydrocyclones / M. Zandieh, A. Kazemi, M. Ahmadi // Desalination and Water Treatment. – 2021. – Vol. 236. – P. 123-143.
281. Milićević, A. Effects of biomass particles size and shape on combustion process in the swirl-stabilized burner reactor: CFD and machine learning approach / A. Milićević, S. Belošević, M. Žarković, I. Tomanović, N. Crnomarković, A. Stojanović, G. Stupar, L. Deng, D. Che // Biomass and Bioenergy. – 2023. – Vol. 174. – P. 106817.
282. Дмитриева, О. С. Прогнозирование параметров работы мультивихревого классификатора с использованием машинного обучения в среде Orange Data Mining / О. С. Дмитриева, Г. Р. Бадретдинова, А. В. Дмитриев // Вестник технологического университета. – 2024. – Т. 27. – № 12. – С. 141-146.
283. Guizani, R. CFD modeling and analysis of the fish-hook effect on the rotor separator's efficiency / R. Guizani, I. Mokni, H. Mhiri, P. Bournot // Powder Technology. – 2014. – Vol. 264. – P. 149-157.

284. Zinurov, V. E. Effect of the design of a multi-vortex classifier–separator on the separation efficiency of powder based on silica gel / V. E. Zinurov, A. V. Dmitriev, O. S. Dmitrieva // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2023. – Vol. 58(9–10). – P. 757–765. DOI: 10.1007/s10556-023-01158-9.
285. Бизли, Д. Python. Подробный справочник / Д. Бизли. – СПб. : Символ-Плюс, 2010. – 864 с.
286. Головки, В. А. Нейросетевые технологии обработки данных : учеб. пособие / В. А. Головки, В. В. Краснопрошин. – Минск : БГУ, 2017. – 263 с.
287. Torres, F. J. Estimation of parameters of the shifted Gompertz distribution using least squares, maximum likelihood and moments methods / F. J. Torres // *Journal of Computational and Applied Mathematics*. – 2014. – Vol. 255. – P. 867–877. DOI: 10.1016/j.cam.2013.07.004.
288. Popkova, O. S. Estimation of Rectangular Separator Efficiency / O. S. Popkova, W. L. Nguyen, O. S. Dmitrieva, I. N. Madyshev, A. N. Nikolaev // *Journal of Physics: Conf. Series*. – 2019. – Vol. 1210. – P. 012114.
289. Феодосьев, В. И. Сопротивление материалов / В. И. Феодосьев. – М. : Машиностроение. 2001. – 544 с.
290. Dmitriev, A. V. Separator for Separation of Finely Dispersed Droplets from Gas Flows Generated by Industrial Enterprises / A. V. Dmitriev, O. S. Dmitrieva, S. V. Dang, V. L. Nguen // *Chemical and Petroleum Engineering*. – 2019. – Vol. 55. – № 3-4. – P. 329-335.
291. Биккулов, Р. Я. Очистка воздушных потоков от мелкодисперсных частиц в окрасочных камерах / Р. Я. Биккулов, О. С. Дмитриева, А. В. Дмитриев, Г. Р. Бадретдинова // *Экология и промышленность России*. – 2021. – Т. 25. – № 12. – С. 10-14.
292. Биккулов, Р. Я. Оценка эффективности мультивихревого сепаратора при улавливании мелкодисперсных частиц из газовых потоков в системе подготовки воздуха в окрасочных камерах / Р. Я. Биккулов, В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, Т. М. Тахавиев // *Вестник технологического университета*. – 2023. – Т. 26. – № 1. – С. 38-43. DOI: 10.55421/1998-7072_2023_26_1_38.

293. Зинуров, В. Э. Расчет эффективности улавливания мелкодисперсных частиц сепарационным устройством с каналами квадратного сечения / В. Э. Зинуров, Р. Я. Биккулов, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2022. – № 7. – С. 10-13.
294. Thelen, R. Is it time to change your filters?: The answer depends on a variety of factors, all of which will impact the performance of spray booths 0 / R. Thelen // Metal Finishing. – 2006. – Vol. 104. – N. 5. – P. 47-49. DOI: 10.1016/S0026-0576(06)80207-2.
295. Биккулов, Р. Я. Оценка времени работы сепарационного устройства с элементами квадратной формы при очистке запыленного потока покрасочной камеры / Р. Я. Биккулов, О. С. Дмитриева, А. В. Дмитриев, Г. Р. Бадретдинова, Д. Н. Латыпов // Вестник технологического университета. – 2022. – Т. 25. – № 1. – С. 32-35.
296. Каталог ООО “НПП “Фолтер”. Режим доступа: <https://www.folter.ru/catalog/>
297. Joseph, R. Calculating air flow in a spray booth / R. Joseph // Metal Finishing. – 2009. – Vol. 1072. – № 2. – P. 53-54.
298. Пат. 208304 Российская Федерация, МПК В04С 5/103. Мультивихревой сепаратор для очистки газов / Мадышев И. Н., Дмитриев А. В., Дмитриева О. С., Харьков В. В., Зинуров В. Э.; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет». – № 2021120725; заявл. 14.07.2021; опубл. 13.12.2021, Бюл. № 35.
299. Дмитриева, О. С. Особенности применения вихревых аппаратов различных конструкций в промышленности / О. С. Дмитриева, А. В. Дмитриев, А. Н. Николаев, Г. Р. Бадретдинова // Вестник технологического университета. – 2024. – Т. 27. – № 10. – С. 79-84. DOI: 10.55421/1998-7072_2024_27_10_79.
300. Зинуров, В. Э. Влияние конструктивного оформления мультивихревого классификатора-сепаратора на эффективность разделения порошка на основе силикагеля // В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2022. – № 9. – С. 23-27.

301. Башкатов, Т. В. Технология синтетических каучуков / Т. В. Башкатов, Я. Л. Жигалин. – Л. : Химия, 1987. – 360 с.
302. Разинов, А. И. Процессы и аппараты химической технологии / А. И. Разинов, А. В. Клинов, Г. С. Дьяконов. – СПб. : Лань, 2023. – 688 с.
303. Зинуров, В. Э. Оценка времени работы пылеуловителя со скругленными сепарационными элементами / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, Т. С. Петрова, О. С. Дмитриева // Вестник Иркутского государственного технического университета. – 2020. – Т. 24. – № 3. – С. 606–615.
304. Зинуров, В. Э. Определение расчетной скорости газового потока в фильтрах грубой и тонкой очистки при различной степени загрязненности в окрасочных камерах / В. Э. Зинуров, Р. Я. Биккулов, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, А. Н. Николаев // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. – 2022. – Т. 24. – № 5. – С. 3-12.
305. Гавриленко, А. М. Совершенствование конструкции узла очистки воздуха, удаляемого из окрасочной камеры / А. М. Гавриленко, Л. С. Бредихин, Р. Р. Сафаралиев // Современные технологии обеспечения гражданской обороны и ликвидации последствий чрезвычайных ситуаций. – 2015. – № 1-1 (6). – С. 76–78.
306. Белов, С. В. Средства защиты в машиностроении. Расчёт и проектирование. Справочник / С. В. Белов. – М. : Машиностроение, 1989. – 362 с.
307. Биккулов, Р. Я. Применение сепарационных элементов квадратной формы в окрасочных камерах / Р. Я. Биккулов, А. В. Дмитриев, О. С. Дмитриева, Г. Р. Бадретдинова // Вестник технологического университета. – 2021. – Т. 24. – № 11. – С. 39-42.
308. Dmitrieva, O. S. Separation of water-oil emulsions in device with enlarged throughflow capacity / O. S. Dmitrieva, I. I. Sharipov, V. E. Zinurov // Advances in raw material industries for sustainable development goals (1st ed.). – CRC Press, 2021. – P. 296-302.
309. Zinurov, V. The experimental study of increasing the efficiency of emulsion separation / V. Zinurov, I. Sharipov, O. Dmitrieva, I. Madyshev // E3S Web of Conferences. – 2020. – Vol. 157. – P. 06001.

АКТ

О внедрении классификатора с соосно расположенными трубами, на территории Общества с ограниченной ответственностью «Салаватский катализаторный завод»

Мы, нижеподписавшиеся, представители ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет» аспирант кафедры «ТОТ» Зинуров В. Э., научный руководитель д.т.н., зав. кафедры «ТОТ» Дмитриев А.В. и ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет» к.т.н., доц. каф. «Оборудование пищевых производств» Дмитриева О.С., с одной стороны, и руководитель направления Предпроектной подготовки Общества с ограниченной ответственностью «Салаватский катализаторный завод» к.т.н. Коныков О.А. и директор по развитию Общества с ограниченной ответственностью «Салаватский катализаторный завод» к.х.н. Зотов Р.А., с другой стороны, составили настоящий акт о том, что на основе диссертационной работы аспиранта каф. «ТОТ» Зинурова В.Э. была разработана и изготовлена конструкция классификатора с соосно расположенными трубами. Данная конструкция прошла промышленные испытания и была интегрирована в технологическую линию узла помола установки получения порошкового силикагеля ООО «СКАТЗ» для фракционирования силикагеля в мае 2020 г. С помощью данных классификаторов удалось удалить из потока частиц фракцию крупнее 60-80 мкм. На данный момент (декабрь 2020 г.) на предприятии используется 2 данных устройства.

Аспирант каф. «ТОТ» ФГБОУ ВО
КГЭУ



Зинуров В.Э.

Научный руководитель, д.т.н.,
зав. каф. «ТОТ» ФГБОУ ВО КГЭУ



Дмитриев А.В.

Научный консультант, к.т.н., доц.
каф. «ОПП» ФГБОУ ВО КНИТУ



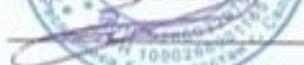
Дмитриева О.С.

Руководитель направления
Предпроектной подготовки
ООО «СКАТЗ»



Коныков О.А.

Директор по развитию
ООО «СКАТЗ»



Зотов Р.А.

24.12.2020

АКТ

О внедрении мультивихревого сепаратора
с элементами квадратной формы на территории
Общества с ограниченной ответственностью «КАМАТЕК»

Мы, нижеподписавшиеся, представители ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет» ассистент кафедры «ТОТ» Биккулов Р.Я., научный руководитель к.т.н., доц. каф. «Оборудование пищевых производств» Дмитриева О.С., научный консультант зав. кафедры «ТОТ» Дмитриев А.В. и аспирант кафедры «ТОТ» Зинуров В.Э., с одной стороны, и руководитель направления Предпроектной подготовки Общества с ограниченной ответственностью «КАМАТЕК» технический директор Нусс П.В., с другой стороны, составили настоящий акт о том, что была разработана и изготовлена конструкция мультивихревого сепаратора с элементами квадратной формы и была интегрирована в технологическую линию по подготовке воздуха в окрасочной камере ООО «КАМАТЕК» для улавливания мелкодисперсных твердых частиц в мае 2021 г. С помощью данного сепарационного устройства удалось уловить часть частиц, что позволило продлить срок службы фильтров и, как следствие, получить положительный экономический эффект.

Ассистент каф. «ТОТ»
ФГБОУ ВО КГЭУ
_____ Биккулов Р.Я.

Научный руководитель, к.т.н.,
каф. «ОПП» ФГБОУ ВО «КНИТУ»
_____ Дмитриева О.С.

Научный консультант, д.т.н.,
Зав. каф. «ТОТ» ФГБОУ ВО КГЭУ
_____ Дмитриев А.В.

Аспирант каф. «ТОТ»
ФГБОУ ВО КГЭУ
_____ Зинуров В.Э.

Руководитель направления
Предпроектной подготовки
ООО «КАМАТЕК»
_____ Нусс П.В.



19.06.2021



ПРОТОКОЛ
контроля готовой продукции №

Заключение о
состоянии измерений
в лаборатории
№ 019-20
действительно
до 07.04.2023

Наименование продукции TNPC BMC 200.21.1
ИД на продукцию ТУ 2266-001-30372160-2016
Дата производства
Дата созревания
Номер партии 092-22
Потребитель
Количество (нетто), кг *КОНТРОЛЬ*

Контролируемые параметры	Ед. изм.	ИД на методы испытаний	Нормативные значения	Результат лабораторных испытаний					Среднее значение
				1	2	3	4	5	
Разрушающее напряжение при растяжении, не менее	МПа	ГОСТ 32656	27	28	34	34	28	28	30
Разрушающее напряжение при изгибе, не менее	МПа	ГОСТ 25.604	60	102	117	105	142	109	115
Плотность	г/см ³	ГОСТ 15139	1,9	1,80	1,80	1,80			1,8
Линейная усадка в перпендикулярном направлении, в пределах	%	ГОСТ 34206	-0,05	0,10	0,10				0,1
Линейная усадка в параллельном направлении, в пределах	%	ГОСТ 34206	-0,05	0,02	0,07				0,0
Водопоглощение при температуре 23 ± 2 °С за 24 ± 1 ч., не более	%	ГОСТ 4650	0,5						#ДЕЛ/0!

Средства измерений:

1. Машина испытательная WDW-200, зав. № 2220-266, годен до 17.11.2022
2. Весы аналитические HR-AG, зав. № 6A7703109, годен до 17.11.2022
3. Штангенциркуль ШЦ-1-150, зав. № 70473222, годен до 17.08.2022
4. Штангенциркуль ШЦЦ-1-300-0,01, зав. № 2824, годен до 03.03.2023

Лаборант
Лаборант
Заведующая лабораторией



Handwritten signature

И.З. Хасанов
К.М.Хабибуллина
Н.В. Муртазина

Наименование продукции ТNPC BMC 200.21.1
 НД на продукцию ТУ 2266-001-30372160-2016
 Дата производства
 Дата созревания
 Номер партии 096-22
 Потребитель Б.М.Ч.
 Количество (нетто), кг

Контролируемые параметры	Ед. изм.	НД на методы испытаний	Нормативные значения	Результат лабораторных испытаний					Среднее значение
				1	2	3	4	5	
Разрушающее напряжение при растяжении, не менее	МПа	ГОСТ 32656	27	31	28	28	29	25	28
Разрушающее напряжение при изгибе, не менее	МПа	ГОСТ 25.604	60	117	121	83	99	118	108
Плотность	г/см ³	ГОСТ 15139	1,9						#ДЕЛ/0!
Линейная усадка в перпендикулярном направлении, в пределах	%	ГОСТ 34206	-0,05						#ДЕЛ/0!
Линейная усадка в параллельном направлении, в пределах	%	ГОСТ 34206	-0,05						#ДЕЛ/0!
Водопоглощение при температуре 23 ± 2 °С за 24 ± 1 ч., не более	%	ГОСТ 4650	0,5						#ДЕЛ/0!

Средства измерений:

1. Машина испытательная WDW-200, зав. № 2220-266, годен до 17.11.2022
2. Весы аналитические HR-AG, зав. № 6A7703109, годен до 17.11.2022
3. Штангенциркуль ШЦ-1-150, зав. № 70473222, годен до 17.08.2022
4. Штангенциркуль ШЦЦ-1-300-0,01, зав. № 2824, годен до 03.03.2023

Лаборант
 Лаборант
 Заведующая лабораторией

И.З. Хасанов
 К.М. Хабибуллина
 Н.В. Муртазина



Наименование продукции TNPC BMC 200.21.1
 НД на продукцию ТУ 2266-001-30372160-2016
 Дата производства
 Дата созревания
 Номер партии 093-22
 Потребитель
 Количество (нетто), кг 20м.ч.

Контролируемые параметры	Ед. изм.	НД на методы испытаний	Нормативные значения	Результат лабораторных испытаний					Среднее значение
				1	2	3	4	5	
Разрушающее напряжение при растяжении, не менее	МПа	ГОСТ 32656	27	33	37	29	37	33	34
Разрушающее напряжение при изгибе, не менее	МПа	ГОСТ 25.604	60	82	105	101	93	89	94
Плотность	г/см ³	ГОСТ 15139	1,9						#ДЕЛ/0!
Линейная усадка в перпендикулярном направлении, в пределах	%	ГОСТ 34206	-0,05						#ДЕЛ/0!
Линейная усадка в параллельном направлении, в пределах	%	ГОСТ 34206	-0,05						#ДЕЛ/0!
Водопоглощение при температуре 23 ± 2 °С за 24 ± 1 ч., не более	%	ГОСТ 4650	0,5						#ДЕЛ/0!

Средства измерений:

1. Машина испытательная WDW-200, зав. № 2220-266, годен до 17.11.2022
2. Весы аналитические HR-AG, зав. № 6A7703109, годен до 17.11.2022
3. Штангенциркуль ШЦ-1-150, зав. № 70473222, годен до 17.08.2022
4. Штангенциркуль ШЦ-1-300-0,01, зав. № 2824, годен до 03.03.2023

Лаборант
 Лаборант
 Заведующая лабораторией



И.З. Хасапов
 К.М.Хабибуллина
 Н.В. Муртазина

ПРИЛОЖЕНИЕ 4

УТВЕРЖДАЮ

Генеральный директор
АО «ВНИИУС»,
А.М. Мазгаров
« 12 » _____ 2023 г.



АКТ

о практическом использовании вихревого контактного устройства, научно-технических разработок, выполненных в Казанском национальном исследовательском технологическом университете, под руководством к.т.н., доцента Дмитриевой О.С.

Научная группа в составе Дмитриевой О.С., Харькова В.В., Мадышева И.Н., занимающаяся проектированием и модернизацией теплообменного, сепарационного, смесительного оборудования, разработала ряд научно-технических решений по модернизации теплообменных колонн. Конструкция вихревого контактного устройства для многоступенчатых теплообменных аппаратов для проведения ректификации, дистилляции, абсорбции, десорбции, экстракции может быть использована в химической, нефтеперерабатывающей и других отраслях промышленности. На данную конструкцию авторами получен патент на изобретение. Результаты выполнения исследований по данной тематике опубликованы в различных журналах и материалах конференций и могут быть применены при выполнении проектов для промышленных предприятий нефтехимии.

Конструкция вихревого контактного устройства представляет большой интерес, имеет большую практическую значимость при решении задач импортозамещения на предприятиях ТЭК РФ, разработанные математические модели могут быть использованы для расчета и оценки эффективности работы действующих установок, модернизируемого оборудования при изменении качественных и количественных характеристик, а также режимных параметров.

Все научно-технические разработки выполнены на высоком научном уровне и приняты к внедрению при рассмотрении решений по новому оборудованию на нефтехимических и газоперерабатывающих заводах.

Согласовано

От АО «ВНИИУС»
Заведующий лабораторией
технологии нефтегазопереработки



Р.Г. Шакирзянов

От ФГБОУ ВО «КНИТУ»
Зав. кафедрой ОПП ФГБОУ ВО «КНИТУ»
д.т.н., профессор



А.Н. Николаев

**Расчет ожидаемого технико-экономического эффекта от внедрения
вихревых сепараторов (П-профиль) для разделения водонефтяных
эмульсий**

Цель экономической части:

- рассчитать общую сумму расходов на ввод установки в работу;
- определить годовой экономический эффект от эксплуатации данной установки;
- определить срок окупаемости установки.

1 Исходные данные

Основные исходные данные для определения экономической эффективности приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Исходные данные для определения экономической эффективности

Показатели	Значение показателя, руб.
1. Цена установки C_6 , руб.	9 200 066,0
2. Цена тонны нефти Ц, руб.	11935,71
3. Цена электроэнергии, руб./кВт · час.	3,7
4. Потребляемая мощность N, кВт	500,0
5. Коэффициент эксплуатации, $K_{экс}$	0,980
6. Срок службы установки T, годы	6,0
7. Численность обслуживающего персонала, чел.	4,0
8. Средняя заработная плата рабочего в месяц, руб.	45000,0

2 Расчет капитальных затрат

Расчет капитальных затрат на внедрение новой установки.

$K_{\text{обор}}$ – стоимость оборудования;

База: $K_{\text{обор}} = 9\,200\,066,0$ рублей.

Проект: $K_{\text{обор}} = 9\,695\,066,0$ рублей.

$K_{\text{тр}}$ – транспортные расходы (7% от стоимости оборудования);

База: $K_{\text{тр}} = 9\,200\,066,0 \cdot 0,07 = 644\,004$ рублей.

Проект: $K_{\text{тр}} = 9\,695\,066,0 \cdot 0,07 = 678\,654$ рублей.

$K_{\text{м}}$ – затраты на монтаж (10% от стоимости монтируемого оборудования);

База: $K_{\text{м}} = 9\,200\,066,0 \cdot 0,10 = 920\,006$ рублей.

Проект: $K_{\text{м}} = 9\,695\,066,0 \cdot 0,10 = 969\,506$ рублей.

База: $K_{\text{общ}} = 9\,200\,066 + 644\,004 + 920\,006 = 10\,764\,076$ руб.

Проект: $K_{\text{общ}} = 9\,695\,066 + 678\,654 + 969\,506 = 11\,343\,226$ руб.

Затраты на материалы

Затраты на дополнительные материалы, применяемые на производстве равны, 3% от стоимости оборудования:

База: $C_{\text{дм}} = K_{\text{обор}} \cdot 3\% = 9\,200\,066 \cdot 0,03 = 276\,001$ руб.

Проект: $C_{\text{дм}} = K_{\text{обор}} \cdot 3\% = 9\,695\,066 \cdot 0,03 = 290\,851$ руб.

Затраты на малоценный инструмент. Каждый рабочий имеет в своем пользование инструмент, применяемый для обслуживания оборудования, затраты определяются из расчета 500 рублей на одного рабочего:

$$C_{\text{и}} = 500 \cdot 4 = 2000 \text{ руб.}$$

Расходы на электроэнергию

Затраты на электроэнергию, потребляемую рабочими агрегатами:

Годовое потребление электроэнергии:

$$A = N_{\text{с}} \cdot K_{\text{с}} \cdot T_{\text{с}},$$

где $N_{\text{с}}$ – суммарная мощность силовых приводов, кВт

K_c – коэффициент одновременности, $K_c = 0,65$

T – годовое количество рабочих часов:

$$T = 365 \cdot K_3 \cdot 24,$$

$$K_3 = \frac{T_k - (T_{\text{рем}} + T_{\text{орг}})}{T_k},$$

где

K_3 – коэффициент эксплуатации;

T_k – количество часов в году, $T_k = 8760$ ч.;

$T_{\text{рем}}$ – время, затрачиваемое на ремонт оборудования, ч.;

$T_{\text{орг}}$ – время простоев оборудования, ч.;

$$K_3 = \frac{8760 - (175 + 46)}{8760} = 0,975$$

$$T = 365 \cdot 0,975 \cdot 24 = 8540 \text{ ч.}$$

$$A = 500 \cdot 0,65 \cdot 8541 = 2\,775\,825 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

Затраты на электроэнергию в год:

$$C_3 = C_3 \cdot A = 3,7 \cdot 2\,775\,825 = 10\,270\,552 \text{ руб.}$$

Расходы на оплату труда

Рассчитаем фонд заработной платы персонала установки в месяц:

$$\text{ФЗП}_m = \text{ЗП}_p \cdot \text{ТР} \cdot n_{\text{скв}} = 45000 \cdot 1,5 \cdot 12 = 810000 \text{ руб.}$$

где ЗП_p – средняя заработная плата рабочего в месяц;

ТР – трудоемкость в добыче нефти, чел/скв.;

$n_{\text{скв}}$ – количество эксплуатируемых скважин.

Годовой фонд заработной платы персонала установки:

$$\text{ФЗП}_T = \text{ФЗП}_m \cdot 4 = 810\,000 \cdot 4 = 3\,240\,000 \text{ руб.}$$

Расходы на ЕСН и взносы в соцстрах

Рассчитаем отчисления ЕСН и взносов в соцстрах (26,2% от ФЗП_T):

$$\text{ЗП}_{\text{страх}} = 3\,240\,000 \cdot 0,262 = 848\,880 \text{ руб.}$$

Суммарный годовой фонд заработной платы составит:

$$\Phi\text{ЗП}_{\text{сум}} = \Phi\text{ЗП}_{\text{г}} + \text{ЗП}_{\text{страх}} = 3\,240\,000 + 848\,880 = 4\,088\,880 \text{ руб.}$$

Расходы на амортизацию оборудования

Ежегодные затраты на амортизацию составляет 15% от стоимости оборудования:

$$\text{База: } A = 9\,200\,066 \cdot 0,15 = 1\,380\,009 \text{ руб.}$$

$$\text{Проект: } A = 9\,269\,506 \cdot 0,15 = 1\,442\,595 \text{ руб.}$$

Расходы на текущий ремонт и содержание оборудования

Затраты рассчитываются согласно стоимости оборудования и составляют 24% ее величины:

$$\text{База: } C_{\text{со}} = K_{\text{обор}} \cdot 24\% = 9\,200\,066 \cdot 0,24 = 2\,208\,016 \text{ руб.}$$

$$\text{Проект: } C_{\text{со}} = K_{\text{обор}} \cdot 24\% = 9\,269\,506 \cdot 0,24 = 2\,264\,681 \text{ руб.}$$

Определяются из расчета 5% от стоимости оборудования:

$$\text{База: } C_{\text{рем}} = 9\,200\,066 \cdot 0,05 = 460\,003 \text{ руб.}$$

$$\text{Проект: } C_{\text{рем}} = 9\,269\,506 \cdot 0,05 = 463\,475 \text{ руб.}$$

Расходы на охрану труда и технику безопасности

Затраты по охране труда и технике безопасности исчисляются исходя из средних затрат на одного рабочего в размере 1500 руб.:

$$Z_{\text{опр}} = 4 \cdot 1500 = 6000 \text{ руб.}$$

Смета годовых расходов представлена в таблице 2.

Таблица 2 – Смета годовых расходов

Статья затрат	Сумма, руб.	
	База	Проект
1. Затраты на материалы, в т.ч.	278 001	292851
Дополнительные материалы	276 001	290851
Затраты на малоценный инструмент	2000	2000
2. Расходы на электроэнергию, в т.ч.	10 270 552	10 270 552
Затраты на электроэнергию, потребляемую	10 270 552	10 270 552

рабочими агрегатами		
3. Расходы на оплату труда, в т.ч.	4 937 760	4 937 760
Основная заработная плата	4 088 880	4 088 880
Дополнительная заработная плата	848 880	848 880
4. Расходы на амортизацию оборудования	1 380 009	1 454 259
5. Расходы на текущий ремонт и содержание оборудования, в т.ч.	2 418 016	2 811 568
Затраты на содержание оборудования	2 208 016	2 326 815
Затраты на ремонт оборудования	460 003	484753
6. Расходы на охрану труда и технику безопасности	6 000	6000
Итого расходов	19 540 341	19 772 990

3 Расчет годового экономического эффекта

Проектная производительность нефтегазовых сепараторов по нефти и по газу (м³/год) сведены в таблицу 3.

Таблица 3 – Объем выпуска продукции

Тип НГС	НГС 0,6-1200 м ³ /год	Вихревой сепаратор м ³ /год	Разница производительности, м ³ /год
V _{нефти} м ³ /год	1 105 950	1 113 000	5050

Объем выручки в год:

$$P_T = 11935,71 \cdot 5050 = 60\,275\,335 \text{ руб.}$$

Годовая валовая прибыль равна:

$$P_B = P_T - Z = 60\,275\,335 - 19\,772\,990 = 40\,502\,345 \text{ руб.}$$

Годовая прибыль с учетом налога на прибыль, равного 25%:

$$\Pi_H = 40\,502\,345 \cdot 0,75 = 30\,376\,759 \text{ руб.}$$

В первый год работы установки затраты будут складываться из капитальных затрат на внедрение новой установки и издержек производства.

Т.к. издержки производства уже были учтены, вычитаем капитальные затраты, и, используя коэффициент дисконтирования α , получаем значение прибыли предприятия за первый год работы установки по формуле:

$$\Xi = (\Pi_H - K_{\text{общ}}) \cdot \alpha;$$

$$\alpha_i = \frac{1}{(1 + E)^i};$$

где

$$E = i + r_0 + i \cdot r_0,$$

$i = 5\%$ – объявленный Правительством РФ на текущий год темп инфляции;

$r_0 = 9\%$ – номинальная ставка дисконтирования определяется учетной ставкой ЦБ РФ (ставка рефинансирования).

$$E = 0,05 + 0,09 + 0,05 \cdot 0,09 = 0,1445 \text{ или } 14,4\%$$

$$\alpha = \frac{1}{(1 + 0,1445)} = 0,87$$

$$\Xi = (30\,376\,759 - 11\,343\,226) \cdot 0,87 = 16\,559\,174 \text{ руб.}$$

Срок окупаемости проекта:

$$T = K/\Pi_H = 11\,343\,226/30\,376\,759 = 0,37$$

$$0,37 \cdot 365 = 136 \text{ дней}$$

Проект экономически целесообразен и перспективен. Общая сумма капитальных затрат на приобретение новой установки равна 11 343 226 руб. Годовая прибыль – 30,4 млн. руб. После установки модернизированного сепаратора срок окупаемости проекта составляет 136 дней.



Дмитриева О.С.

09.10.2023 г.

Федеральное бюджетное учреждение
«Государственный региональный центр стандартизации,
метрологии и испытаний в Республике Татарстан»
(ФБУ «ЦСМ Татарстан»)

ПРОТОКОЛ
ПРОДУВКИ ОПЫТНО ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ОБРАЗЦА
РАСХОДОМЕРА НА БАЗЕ СОПЛА ВЕНТУРИ

от «24» марта 2022 г.

Изделие: расходомер на базе сопла Вентури

Изготовитель: кафедра теоретической основы теплотехники ФГБОУ ВО КГЭУ,

Принадлежащий: кафедра теоретической основы теплотехники ФГБОУ ВО КГЭУ,

Комиссия в составе:

– А.М. Гайнуллин - ведущий инженер по метрологии отдела испытаний, сертификации и поверки средств измерений ФБУ «ЦСМ Татарстан»

– А.В. Дмитриев – заведующий кафедрой теоретической основы теплотехники ФГБОУ ВО КГЭУ.

– Р. Я. Биккулов – инженер кафедры ОПИ КНИТУ

провела исследование опытно-экспериментального образца расходомера на базе сопла Вентури с целью определения метрологических характеристик и пригодности для проведения испытаний сопротивления мультивихревого сепаратора.

2. Основные сведения об объекте исследований:

Наименование: опытно-экспериментальный образец расходомера на базе сопла Вентури с диаметром условного прохода $D_n = 80$ мм, диаметр $S_U = 36$ мм. (далее – S_U).

Расход, скорость потока производится расчетным путем на основании измеренного значения перепада на S_U .

Значения температуры, давления и плотности воздуха в рабочих условиях принимаются как величины условно-постоянные.

Изделие изготовлено на 3D принтере из пластика.

3. Исследуемые (проверяемые) характеристики оборудования:

- Перепад на S_U

- Соответствие перепада давления на S_U заданным значениям расхода

4. Условия проведения исследований:

Температура окружающего воздуха, °С	19,6
Относительная влажность окружающего воздуха, %	34,7
Атмосферное давление, кПа	99,72
Напряжение питающей сети, В	220,02
Частота питающей сети, Гц	49,99

Измеряемая среда	воздух
Плотность воздуха в ст. условиях, кг/м ³	1,20435

4. Документы, используемые при проведении исследований:

ГОСТ 8.586.1-2005 Государственная система обеспечения единства измерений. Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Часть 1. Принцип метода измерений и общие требования

ГОСТ 8.586.3-2005 Государственная система обеспечения единства измерений. Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Часть 3. Сопла и сопла Вентури. Технические требования

ГОСТ 8.586.4-2005 Государственная система обеспечения единства измерений. Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Часть 4. Трубы Вентури. Технические требования

5. Средства измерений и вспомогательное оборудование, используемые при проведении исследования:

Наименование, тип, заводской номер	Класс точности (погрешность измерения)
Прибор комбинированный Testo-622 зав. № 39505842/403, свидетельство о поверке № С-АМ/28-09-2022/189452541 действительно до 27.09.2023 г.	от -10 до +60 °С ПГ ±0,4 °С от 10 до 98 % ПГ ±3 % от 30 до 120 кПа ПГ ±0,5 кПа
Мультиметр цифровой Fluke 289 зав. № 36810061 свидетельство о поверке № С-С-АМ/05-05-2022/153909570 действительно до 04.05.2023г.	ПГ ±(0,025 - 2) %, ПГ ±(0,05 - 0,8) %, ПГ ±(0,05 - 8) %, ПГ ±(0,005 - 0,02) %, ПГ ±(1-2) %
Секундомер СОСпр зав. № 5853, свидетельство о поверке № С-АМ/02-03-2023/227273964 действительно до 01.03.2024г.	(0 - 60) мин, КТ 2
Установка для поверки счетчиков газа промышленная ПУ-2500.01 свидетельство о поверке С-3/23-12- 2022/210829871, поверено до 22.12.2024	(0,3-2500) м ³ /ч, ПГ ±0,33 %
Дифференциальный манометр Testo 310i (входит в состав СУ)	(0 - 100) Па ПГ ±5 Па (100 – 15000) Па ПГ (±2 Па +1,5 % ИВ)
Программный комплекс «Расходомер ИСО»	Версия 2.12

6. Процесс исследований

6.1. Внешний осмотр:

- дефекты, влияющие на работу СУ, не обнаружены,
- механические повреждения и загрязнения СУ отсутствуют.

6.2. Опробование.

При опробовании проведена проверка возможности функционирования СУ.

Проведена проверка исправности запорной арматуры, мест соединения на отсутствие протечек.

6.3. Определение характеристик СУ.

Показания снимались по истечении 15 секунд после установки заданного расхода. За результат измерений принималось среднее из трех результатов наблюдения.

6.4 Результаты измерений представлены в таблице

№ измерения	Заданное значение расхода Q, м³/ч		Измеренный перепад на СУ, ΔP, Па		Расчетное (измеренное) значение расхода Q, м³/ч	Абсолютное отклонение ΔQ, м³/ч	Относительное отклонение δ, %
	мгновенное	среднее	мгновенное	среднее			
1	16,42		9		15,66589306	-0,75	-4,57
2	16,42	16,42	8	9			
3	16,42		10				
4	32,91		32		30,44902295	-2,46	-7,48
5	32,91	32,91	34	34			
6	32,91		36				
7	79,40		213		82,5665061	3,16	3,98
8	79,42	79,41	250	250			
9	79,41		288				
10	152,99		833		163,4733418	10,25	6,69
11	153,22	153,22	980	980			
12	153,45		1127				
13	311,53		3434		331,9132467	19,91	6,39
14	312,00	312,00	4040	4040			
15	312,47		4646				
16	388,42		5177		407,5140149	18,51	4,76
17	389,00	389,00	6090	6090			
18	389,58		7004				

7. Заключение.

По результатам исследования выявлено, что наибольшее относительное отклонение расчетного значения расхода от заданного расхода не превысило (по модулю) ±8 %.

Члены комиссии:



ФБУ «ИСМ Татарстан»
ПОВЕРИТЕЛЬ ГАЙНУЛЛИН А.М.

 А.М. Гайнуллин

 А.В. Дмитриев

 Р. Я. Биккулов

Листинг (программный код на языке Python)

1. модифицированная сигмоидальная функция с осцилляцией

```
import numpy as np
import pandas as pd
from scipy.optimize import curve_fit
import matplotlib.pyplot as plt

# Функция модели: комбинация сигмоиды и осцилляции
def model(x, a, b, c, d, e, f):
    return 1 / (1 + np.exp(-a * (x - b))) + c * np.exp(-d * (x - e)**2) * np.sin(f * (x - e))

# Функция для вычисления среднего квадратичного отклонения (СКО)
def calculate_rmse(y_true, y_pred):
    return np.sqrt(np.mean((y_true - y_pred) ** 2))

# Чтение данных из Excel
try:
    # Загружаем данные из Excel-файла
    table = pd.read_excel('data_Exp.xlsx') # Убедитесь, что файл находится в той же
    директории
    x = table.iloc[:, 0].values # Первый столбец — x
    y = table.iloc[:, 1].values # Второй столбец — y
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при чтении данных из Excel: {e}")
    exit()

# Подбор параметров модели
try:
    # Начальные значения параметров (a, b, c, d, e, f)
    initial_guess = [10, 0.5, 0.1, 10, 0.3, 10]
    params, _ = curve_fit(model, x, y, p0=initial_guess)
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при подборе параметров модели: {e}")
```

```

exit()
# Вычисление значений модели для данных x
y_pred = model(x, *params)
# Вычисление среднего квадратичного отклонения (СКО)
rmse = calculate_rmse(y, y_pred)
# Визуализация
x_fit = np.linspace(min(x), max(x), 100) # Генерация точек для гладкого графика
y_fit = model(x_fit, *params) # Вычисление значений модели
# Построение графика
plt.figure(figsize=(10, 6))
plt.scatter(x, y, label='Данные из Excel', color='blue') # Точки данных
plt.plot(x_fit, y_fit, label='Модель', color='red') # График модели
plt.xlabel('x')
plt.ylabel('y')
plt.title(f'Подгонка модели к данным\nСКО: {rmse:.4f}')
plt.legend()
plt.grid(True)
plt.show()
# Вывод подобранных параметров и СКО
print("Подобранные параметры модели:")
print(f"a = {params[0]:.4f}, b = {params[1]:.4f}, c = {params[2]:.4f}, d =
{params[3]:.4f}, e = {params[4]:.4f}, f = {params[5]:.4f}")
print(f"Среднее квадратичное отклонение (СКО): {rmse:.4f}")

```

2. комбинация экспоненциальных функций

```

import numpy as np
import pandas as pd
from scipy.optimize import curve_fit
import matplotlib.pyplot as plt
# Функция модели: комбинация экспоненциальных функций
def model(x, a, b, c, d):

```

```

    return 1 - np.exp(-a * x) + b * np.exp(-c * (x - d)**2)
# Функция для вычисления среднего квадратичного отклонения (СКО)
def calculate_rmse(y_true, y_pred):
    return np.sqrt(np.mean((y_true - y_pred) ** 2))
# Чтение данных из Excel
try:
    # Загружаем данные из Excel-файла
    table = pd.read_excel('data_Exp.xlsx') # Убедитесь, что файл находится в той же
директории
    x = table.iloc[:, 0].values # Первый столбец — x
    y = table.iloc[:, 1].values # Второй столбец — y
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при чтении данных из Excel: {e}")
    exit()
# Подбор параметров модели
try:
    # Начальные значения параметров (a, b, c, d)
    initial_guess = [10, 0.5, 0.1, 10]
    params, _ = curve_fit(model, x, y, p0=initial_guess)
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при подборе параметров модели: {e}")
    exit()
# Вычисление значений модели для данных x
y_pred = model(x, *params)
# Вычисление среднего квадратичного отклонения (СКО)
rmse = calculate_rmse(y, y_pred)
# Визуализация
x_fit = np.linspace(min(x), max(x), 100) # Генерация точек для гладкого графика
y_fit = model(x_fit, *params) # Вычисление значений модели
# Построение графика

```

```

plt.figure(figsize=(10, 6))
plt.scatter(x, y, label='Данные из Excel', color='blue') # Точки данных
plt.plot(x_fit, y_fit, label='Модель', color='red') # График модели
plt.xlabel('x')
plt.ylabel('y')
plt.title(f'Подгонка модели к данным\nСКО: {rmse:.4f}')
plt.legend()
plt.grid(True)
plt.show()
# Вывод подобранных параметров и СКО
print("Подобранные параметры модели:")
print(f"a = {params[0]:.4f}, b = {params[1]:.4f}, c = {params[2]:.4f}, d =
{params[3]:.4f}")
print(f"Среднее квадратичное отклонение (СКО): {rmse:.4f}")

```

3. рациональная функция с осцилляцией

```

import numpy as np
import pandas as pd
from scipy.optimize import curve_fit
import matplotlib.pyplot as plt
# Функция модели: рациональная функция с осцилляцией
def model(x, a, b, c, d, e):
    return (x/(x+a)) + b * np.exp(-c * (x - d)**2) * np.sin(e * (x - d))
# Функция для вычисления среднего квадратичного отклонения (СКО)
def calculate_rmse(y_true, y_pred):
    return np.sqrt(np.mean((y_true - y_pred) ** 2))
# Чтение данных из Excel
try:
    # Загружаем данные из Excel-файла
    table = pd.read_excel('data_Exp.xlsx') # Убедитесь, что файл находится в той же
директории

```

```

x = table.iloc[:, 0].values # Первый столбец — x
y = table.iloc[:, 1].values # Второй столбец — y
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при чтении данных из Excel: {e}")
    exit()
# Подбор параметров модели
try:
    # Начальные значения параметров (a, b, c, d, e)
    initial_guess = [10, 0.5, 0.1, 10, 0.3]
    params, _ = curve_fit(model, x, y, p0=initial_guess)
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при подборе параметров модели: {e}")
    exit()
# Вычисление значений модели для данных x
y_pred = model(x, *params)
# Вычисление среднего квадратичного отклонения (СКО)
rmse = calculate_rmse(y, y_pred)
# Визуализация
x_fit = np.linspace(min(x), max(x), 100) # Генерация точек для гладкого графика
y_fit = model(x_fit, *params) # Вычисление значений модели
# Построение графика
plt.figure(figsize=(10, 6))
plt.scatter(x, y, label='Данные из Excel', color='blue') # Точки данных
plt.plot(x_fit, y_fit, label='Модель', color='red') # График модели
plt.xlabel('x')
plt.ylabel('y')
plt.title(f'Подгонка модели к данным\nСКО: {rmse:.4f}')
plt.legend()
plt.grid(True)
plt.show()

```

```
# Вывод подобранных параметров и СКО
print("Подобранные параметры модели:")
print(f"a = {params[0]:.4f}, b = {params[1]:.4f}, c = {params[2]:.4f}, d =
{params[3]:.4f}, e = {params[4]:.4f}")
print(f"Среднее квадратичное отклонение (СКО): {rmse:.4f}")
```

4. функция Гомперца с осцилляцией

```
import numpy as np
import pandas as pd
from scipy.optimize import curve_fit
import matplotlib.pyplot as plt

# Функция модели: Гомперца с осцилляцией
def model(x, a, b, c, d, e, f):
    return np.exp(-a*np.exp(-b*x)) + c * np.exp(-d * (x - e)**2) * np.sin(f * (x - e))

# Функция для вычисления среднего квадратичного отклонения (СКО)
def calculate_rmse(y_true, y_pred):
    return np.sqrt(np.mean((y_true - y_pred) ** 2))

# Чтение данных из Excel
try:
    # Загружаем данные из Excel-файла
    table = pd.read_excel('data_Exp.xlsx') # Убедитесь, что файл находится в той же
директории
    x = table.iloc[:, 0].values # Первый столбец — x
    y = table.iloc[:, 1].values # Второй столбец — y
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при чтении данных из Excel: {e}")
    exit()

# Подбор параметров модели
try:
    # Начальные значения параметров (a, b, c, d, e, f)
    initial_guess = [10, 0.5, 0.1, 10, 0.3, 10]
```

```

    params, _ = curve_fit(model, x, y, p0=initial_guess)
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при подборе параметров модели: {e}")
    exit()
# Вычисление значений модели для данных x
y_pred = model(x, *params)
# Вычисление среднего квадратичного отклонения (СКО)
rmse = calculate_rmse(y, y_pred)
# Визуализация
x_fit = np.linspace(min(x), max(x), 100) # Генерация точек для гладкого графика
y_fit = model(x_fit, *params) # Вычисление значений модели
# Построение графика
plt.figure(figsize=(10, 6))
plt.scatter(x, y, label='Данные из Excel', color='blue') # Точки данных
plt.plot(x_fit, y_fit, label='Модель', color='red') # График модели
plt.xlabel('x')
plt.ylabel('y')
plt.title(f'Подгонка модели к данным\nСКО: {rmse:.4f}')
plt.legend()
plt.grid(True)
plt.show()
# Вывод подобранных параметров и СКО
print("Подобранные параметры модели:")
print(f"a = {params[0]:.4f}, b = {params[1]:.4f}, c = {params[2]:.4f}, d =
{params[3]:.4f}, e = {params[4]:.4f}, f = {params[5]:.4f}")
print(f"Среднее квадратичное отклонение (СКО): {rmse:.4f}")

```

Добавление точек в объект анализа

```

import numpy as np
import pandas as pd
from scipy.optimize import curve_fit

```

```

import matplotlib.pyplot as plt
import sys
# Функция модели: комбинация сигмоиды и осцилляции
def model(x, a, b, c, d, e, f):
    try:
        sigmoid = 1 / (1 + np.exp(-a * (x - b))) # Сигмоидальная часть
        oscillation = c * np.exp(-d * (x - e)**2) * np.sin(f * (x - e)) # Осциллирующая
        часть
        return sigmoid + oscillation
    except Exception as ex:
        print(f'Ошибка в вычислении модели: {ex}')
        return np.full_like(x, np.nan)
# Функция для вычисления среднего квадратичного отклонения (СКО)
def calculate_rmse(y_true, y_pred):
    return np.sqrt(np.mean((y_true - y_pred) ** 2))
# Функция для добавления новых точек
def add_points(x, y):
    new_x = []
    new_y = []
    for i in range(len(x) - 1):
        new_x.append(x[i])
        new_y.append(y[i])
        new_x.append((x[i] + x[i + 1]) / 2)
        new_y.append((y[i] + y[i + 1]) / 2)
    new_x.append(x[-1])
    new_y.append(y[-1])
    return np.array(new_x), np.array(new_y)
# Чтение данных из Excel
try:
    table = pd.read_excel('data_Exp.xlsx')

```

```

x = table.iloc[:, 0].values
y = table.iloc[:, 1].values
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при чтении данных из Excel: {e}")
    sys.exit(1)
# Преобразуем данные в числовой формат и удаляем строки с NaN
try:
    x = pd.to_numeric(x, errors='coerce')
    y = pd.to_numeric(y, errors='coerce')
    valid_data = pd.DataFrame({'x': x, 'y': y}).dropna()
    x = valid_data['x'].values
    y = valid_data['y'].values
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при обработке данных: {e}")
    sys.exit(1)
# Начальные значения параметров
initial_guess = [10, 0.5, 1.0, 10, 0.3, 10] # Увеличиваем амплитуду осцилляции
# Подбор параметров модели
try:
    params, _ = curve_fit(model, x, y, p0=initial_guess, maxfev=5000)
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при подборе параметров модели: {e}")
    sys.exit(1)
# Вычисление СКО
y_pred = model(x, *params)
rmse = calculate_rmse(y, y_pred)
# Задаём максимальное количество итераций и целевое СКО
max_iterations = 10
target_rmse = 0.02
iteration = 0

```

```

# Основной цикл
while rmse > target_rmse and iteration < max_iterations:
    x, y = add_points(x, y) # Добавляем новые точки
    try:
        params, _ = curve_fit(model, x, y, p0=initial_guess, maxfev=5000)
        y_pred = model(x, *params)
        rmse = calculate_rmse(y, y_pred)
        iteration += 1
        print(f"Итерация {iteration}: СКО = {rmse:.4f}")
        print(f"Параметры модели: a={params[0]:.4f}, b={params[1]:.4f},
c={params[2]:.4f}, d={params[3]:.4f}, e={params[4]:.4f}, f={params[5]:.4f}")

    # Визуализация
    x_fit = np.linspace(min(x), max(x), 100)
    y_fit = model(x_fit, *params)

    plt.figure(figsize=(10, 6))
    plt.scatter(x, y, label='Данные из Excel', color='blue')
    plt.plot(x_fit, y_fit, label='Модель', color='red')
    plt.xlabel('x')
    plt.ylabel('y')
    plt.title(f"Итерация {iteration}: Подгонка модели к данным\nСКО: {rmse:.4f}")
    plt.legend()
    plt.grid(True)
    plt.show()
except Exception as e:
    print(f"Ошибка при подборе параметров модели: {e}")
    break

# Итоговый вывод
print("Подобранные параметры модели:")

```

```
print(f"a = {params[0]:.4f}, b = {params[1]:.4f}, c = {params[2]:.4f}, d =  
{params[3]:.4f}, e = {params[4]:.4f}, f = {params[5]:.4f}")  
print(f"Среднее квадратичное отклонение (СКО): {rmse:.4f}")
```