

ЮЖНО-КАЗАХСТАНСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ им. М.АУЭЗОВА

УДК 66.02.071.7

На правах рукописи

ТОРСКИЙ АНДРЕЙ ОЛЕГОВИЧ

РАЗРАБОТКА И РАСЧЕТ ЦИКЛОННО-ВИХРЕВОГО АППАРАТА ДЛЯ
ПРОВЕДЕНИЯ СОВМЕЩЕННЫХ ПРОЦЕССОВ МАССООБМЕНА И
ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЯ

6D072400 - Технологические машины и оборудование

Диссертация на соискание степени
доктора философии (PhD)

Научный консультант
д.т.н., профессор
Волненко Александр Анатольевич

Зарубежный научный консультант
д.т.н., доцент
Левданский Александр Эдуардович

Республика Казахстан
Шымкент, 2020

СОДЕРЖАНИЕ

	НОРМАТИВНЫЕ ССЫЛКИ.....	4
	ОБОЗНАЧЕНИЯ И СОКРАЩЕНИЯ.....	5
	ВВЕДЕНИЕ.....	8
1	Современное состояние вопроса газоочистки при использовании центробежного и вихревого взаимодействия потоков	14
1.1	Использование механизма центробежного взаимодействия потоков для интенсификации процесса газоочистки.....	14
1.2	Интенсификация процесса газоочистки в аппаратах с регулярной подвижной насадкой.....	15
1.3	Методы расчета пылеуловителей центробежного и вихревого действия.....	17
1.4	Постановка задач исследований.....	41
2	Гидродинамика аппарата циклонно-вихревого действия.....	44
2.1	Описание экспериментальной установки и методик исследования гидродинамических характеристик аппарата.....	44
2.2	Конструктивные соотношения аппарата циклонно-вихревого действия.....	46
2.3	Влияние режимных параметров на гидродинамические характеристики циклонной ступени аппарата.....	49
2.4	Влияние режимных и конструктивных параметров на гидродинамические характеристики вихревой ступени контакта и энергетические затраты аппарата.....	50
2.5	Расчет гидродинамических характеристик аппарата.....	57
2.5.1	Расчет гидравлического сопротивления циклонной ступени.....	57
2.5.2	Расчет гидродинамических характеристик вихревой ступени.....	58
2.5.3	Расчет структурных составляющих жидкой фазы.....	61
3	Пылеулавливание в аппарате циклонно-вихревого действия.....	66
3.1	Методика экспериментального исследования процесса пылеулавливания.....	66
3.2	Влияние режимных и конструктивных параметров на эффективность пылеулавливания в циклонной и вихревой ступенях аппарата.....	67
3.2.1	Эффективность пылеулавливания в циклонной ступени аппарата.....	67
3.2.2	Эффективность пылеулавливания вихревой ступени и общей эффективности аппарата циклонно-вихревого действия.....	69
3.3	Расчет параметров пылеулавливания. Математическое моделирование процесса пылеулавливания.....	73
3.3.1	Определение времени осаждения и предельного размера осаждаемых дисперсных частиц в аппарате циклонного типа.....	73
3.3.2	Расчет общей эффективности пылеулавливания в циклонно-вихревом аппарате.....	76
4	Массообмен в аппарате циклонно-вихревого действия.....	82
4.1	Методика исследования массообменных характеристик аппарата.....	82

4.2	Влияние режимных параметров на массообменные характеристики вихревой ступени аппарата.....	83
4.3	Расчет коэффициентов массоотдачи в газовой фазе.....	85
5	Промышленные испытания, рекомендации по проектированию, эксплуатации и методика расчета аппарата циклонно-вихревого действия.....	89
5.1	Рекомендации по эксплуатации, проектированию и методика расчета промышленных аппаратов циклонно-вихревого действия.....	89
5.2	Промышленные испытания аппарата циклонно-вихревого действия...	90
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	95
	СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	97
	ПРИЛОЖЕНИЯ.....	104

НОРМАТИВНЫЕ ССЫЛКИ

В настоящей диссертации использованы ссылки на следующие стандарты:

СТ РК 2.21-2019 ГСОЕИ РК. Порядок проведения испытаний и утверждения типа средств измерений;

СТ РК 2.4-2019 ГСОЕИ РК. Поверка средств измерений. Организация и порядок проведения.

СТ РК 2.1-2018 ГСОЕИ РК. Метрология. Термины и определения;

СТ РК 2.3-2019 ГСОЕИ РК. Эталоны единиц величин. Основные положения, порядок создания, утверждения, хранения и применения;

СТ РК 2.15-2018 ГСОЕИ РК. Государственный метрологический контроль;

ГОСТ 7.32-2017. Отчет о научно-исследовательской работе. Структура и правила оформления.

ГОСТ 7.1-2003 Система стандартов по информации, библиотечному и издательскому делу. Библиографическая запись. Библиографическое описание. Общие требования и правила составления.

ГОСТ 8.009-84 Государственная система обеспечения единства измерений. Нормируемые метрологические характеристики средств измерений.

ОБОЗНАЧЕНИЯ И СОКРАЩЕНИЯ

В диссертационной работе использованы следующие обозначения и сокращения:

- A – поверхность m^2 ; коэффициент;
- a – удельная поверхность, m^2/m^3 ;
- B – коэффициент;
- b – ширина (характерный размер) насадочных элементов, м;
- C – концентрация, $кг/м^3$;
- D – диаметр, м; коэффициент диффузии, m^2/c ;
- d – размер (диаметр) капли, струи, частицы, м;
- F – поверхность, m^2 ; сила Н;
- f – площадь, m^2 ; относительная доля частиц;
- K – коэффициент;
- k – коэффициент;
- L – плотность орошения, $m^3/(m^2ч)$; длина, м;
- ℓ – размер, м; капиллярная постоянная, м;
- G – массовый расход, $кг/с$; сила, н;
- H – высота, м;
- h – размер, м;
- h_0 – количество удерживаемой жидкости (КУЖ), м;
- Δh – количество вытесненной жидкости, м;
- J – энтальпия $кДж/Кмоль$;
- M – момент количества движения; молекулярный вес, $кг/моль$;
- m – масса, $кг$; коэффициент;
- m_k – параметр;
- m_y – удельное орошение, $л/м^3$;
- N – мощность, Вт;
- n – коэффициент; число, шт;
- Φ – фактор разделения; содержание фракции, %;
- P – давление, Па;
- ΔP – гидравлическое сопротивление, Па;
- Q – расход, $m^3/с$;
- q – диффузионный поток, $кг/(m^2 \cdot c)$;
- R – радиус, м; газовая постоянная, $Дж/(моль \cdot град)$;
- r – радиус, м;
- S – площадь, m^2 ;
- T – период, с; температура, град;
- t – шаг размещения элементов, м/м; время, с;
- U – скорость, м/с;
- u – скорость (относительная, истинная), м/с;
- V – объемный расход (производительность), $m^3/с$; объем, m^3 ;
- ϑ – скорость, м/с; окружная скорость, м/с;
- Э – энергия диссипации, $Вт/кг$;

W – скорость, м/с;
 x – влагосодержание, кг/кг;
 Z – концентрация, кг/м³;
 α – угол, град; коэффициент;
 β – коэффициент массоотдачи, м/с;
 γ – удельный вес, Н/м³;
 δ – толщина, м;
 ε – порозность;
 η – эффективность, %;
 θ – коэффициент, учитывающий степень взаимодействия вихрей;
 λ – коэффициент трения; расстояние, м;
 μ – коэффициент динамической вязкости, Па·с; коэффициент;
 ν – коэффициент кинематической вязкости, м²/с; скорость, м/с;
 ξ – коэффициент сопротивления; осевая координата;
 ρ – плотность, кг/м³;
 σ – поверхностное натяжение, Н/м;
 τ – время, с;
 φ – газосодержание, м³/м³;
 ψ – коэффициент; модифицированный инерционный параметр;
 ω – угловая скорость, рад/с; частота колебаний, с⁻¹;

Числа:

$$Re = \frac{W \cdot d}{\nu} \text{ – Рейнольдса;}$$

$$St = \frac{f \cdot d}{W} \text{ – Струхала;}$$

$$Stk = \frac{\rho_u \cdot d_u^2 \cdot U_u}{18\mu_r} \text{ – Стокса;}$$

$$We = \frac{\rho W^2 d}{\sigma} \text{ – Вебера.}$$

Индексы:

ап – аппарата;
в – вертикальный; вихрь;
вх – входящий;
вых – выходящий
г – газа; горизонтальный;
D – диффузионный;
д – динамический;
ж – жидкость;
з – захвата;
к – конечная; капля; конический;
кр – критический;
L – орошаемый;
м – молекулярный; миграции; мокрый;
н – начальная; насадка;
общ – общий;
ос – осаждения;
отн – относительная;
пат – патрубок;
пл – пленка;
пр – препятствие;
р – радиальный; рядов;
с – сухой; струн;
соп – сопротивления;
стр – струя;
т – тяжести; твердая; турбулентный; трубы;
тв – твердая;
тур – турбулентная;
ул – уловленной;
ф – фракционная;
ц – циклона; центробежный;
ч – частиц;
э – эквивалентный; эффективный; эжекция;
экв – эквивалентный;
яч – ячейка.

Аппараты:

ИТПН – инерционно-турбулентный аппарат с подвижной насадкой;
КАИТ - комбинированный аппарат инерционно-турбулентного действия;
РПН – с регулярной подвижной насадкой;
УИД с РПН – ударно-инерционного действия с регулярной подвижной насадкой.

ВВЕДЕНИЕ

Оценка современного состояния решаемой научной проблемы. Во многих отраслях промышленности, таких как химическая, металлургическая, некоторые производства нефтегазопереработки и др., технологические процессы содержат стадии предварительной очистки газов от пыли с последующей абсорбцией или охлаждением перед выбросом в атмосферу [1,2,3].

Существующие технологические схемы очистки газов включают стадии, проводимые в отдельных аппаратах, либо в одном, сочетающем несколько зон для проведения различных процессов. При этом очень часто отдают предпочтение схемам с комбинированными аппаратами, вследствие их компактности и низкой материалоемкости.

Технологические схемы очистки, в которых первой стадией является очистка газов от пыли «сухим» методом (в циклонах, электрофилтрах, рукавных фильтрах), а последующая в аппарате «мокрого» типа (тарельчатые и насадочные аппараты) имеют свои достоинства. В этом случае основное количество пыли улавливается в сухом виде (исключается проблема шламообразования), а доочистка и собственно проведение процессов абсорбции или контактного теплообмена проводится в присутствии жидкого поглотителя (теплоносителя). При этом абсорбент менее подвержен загрязнению частицами пыли, особенно если она растворима в поглотителе.

Основанием для разработки темы явилось отсутствие результатов исследований аппарата циклонно-вихревого действия и научно-обоснованных методик расчета его основных параметров.

Исходными данными к выполнению работы явились результаты исследований и методики расчетов циклонов, а также аппаратов с регулярной подвижной насадкой.

Обоснованием необходимости проведения научно-исследовательской работы послужила необходимость создания комбинированного аппарата для обработки многокомпонентных газовых потоков, содержащих, в том числе, аэрозоли и твердые частицы.

Сведения о планируемом научно-техническом уровне разработки. Разработка конструкции аппарата циклонно-вихревого действия и созданные методики расчета базируются на научных открытиях [4,5] о закономерностях вихревого взаимодействия фаз, фундаментальных законах механики жидкости, газа и аэрозолей, теорий тепломассообмена и пылеулавливания, что свидетельствует о высоком научно-техническом уровне разработки.

Сведения о патентных исследованиях. При разработке конструкции аппарата циклонно-вихревого действия патентные исследования проведены на глубину свыше сорока лет по странам СССР и России, США, Франции, Германии, Великобритании, Японии. Проведенный поиск позволил сделать выводы о достоинствах и недостатках известных способов и конструкций аппаратов, а сопоставительный анализ результатов патентных исследований

сделать заключение, что предлагаемая новая конструкция аппарата циклонно-вихревого действия позволяет повысить эксплуатационную надежность, интенсивность и эффективность работы в процессах массообмена, контактного теплообмена и пылеулавливания.

Сведения о метрологическом обеспечении научно-исследовательской работы. В основу диссертационной работы положена официальная терминология Международной организации законодательной метрологии. В процессе проведения экспериментов использованы приборы, прошедшие государственную поверку в период эксплуатации, обеспечивающие соответствующий исследовательским и инженерным целям класс точности и соответствующие «Закону об обеспечении единства измерений». В экспериментальных исследованиях использованы методики выполнения измерений, соответствующие «Закону об обеспечении единства измерений». В функциональных и графических зависимостях использованы единицы измерений, соответствующие системе СИ.

Актуальность проблемы. Аппараты мокрого типа, к числу которых относятся полые форсуночные скрубберы, тарельчатые и насадочные (со стационарной насадкой) аппараты, различных видов ротоклоны, скрубберы Вентури нашли довольно широкое применение для улавливания слабослипающихся пылей и абсорбции легкорастворимых газов [2,3,6]. Они, как правило, имеют одноконтурную систему орошения. Однако при комплексной очистке газов, содержащих адгезионные пыли, их применение ограничено, т.к. возникают серьезные проблемы, связанные с зарастанием внутренних устройств отложениями, что негативно сказывается на эффективности и эксплуатационной надежности работы аппарата.

Аппараты комбинированного типа – инерционно-турбулентные с подвижной (регулярной) насадкой (ИТПН) [2,3,6], содержащие зону ударно-инерционного взаимодействия потока газа с зеркалом жидкости и насадочную зону с газокапельным взаимодействием относятся к устройствам с внутренней циркуляцией жидкости с использованием одноконтурной системы орошения. При наличии в очищаемом газе растворимых пылей одноконтурная система орошения приводит к снижению степени абсорбции как легкорастворимых, так и плохо растворимых газов. Это объясняется [7] присутствием в орошающем растворе добавочного растворенного компонента (не взаимодействующего с абсорбируемым газом), что понижает растворимость газов и ведет к повышению константы равновесия.

Указанная проблема решена в конструкции комбинированного аппарата с автономными контурами орошения, отдельно для каждой из зон – ударно-инерционной и насадочной, которые позволяют предотвратить образование отложений и повысить движущую силу процесса абсорбции [8 с.10]. Вместе с тем, проведенные исследования показали, что комбинированный аппарат с автономными контурами орошения (один из которых использует ударный механизм) обладает значительным гидравлическим сопротивлением.

Нами для отдельного проведения процессов пылеулавливания и абсорбции разработана конструкция аппарата циклонно-вихревого действия [9], имеющего автономные ступени контакта. В нижней ступени контакта используется центробежный механизм улавливания пыли в отсутствие орошения жидкостью, а в верхней ступени контакта осуществляется доулавливание пыли и процесс абсорбции с использованием закономерностей вихревого взаимодействия газа и жидкости.

Вместе с тем, отсутствие соответствующих исследований и научно обоснованных методов расчета сдерживает внедрение аппарата циклонно-вихревого действия в промышленность.

В связи с этим, проведение исследований процессов пылеулавливания и массообмена, разработка методологии расчета и проектирования аппаратов циклонно-вихревого действия, рекомендаций по их эксплуатации являются актуальными.

Работа выполнялась в соответствии с направлением исследований по госбюджетной НИР ЮКГУ им. М.Ауэзова Б-16-01-05 «Разработка методики конструирования и расчета высокоэффективных теплообменных аппаратов и устройств общепромышленного назначения» на 2016-2020 г.г.

Объект и предмет. Объектами исследования явились лабораторные и промышленные установки с аппаратом циклонно-вихревого действия.

Предметом исследований явились гидродинамические закономерности, параметры пылеулавливания и массообмена.

Методологической базой явились методы физических исследований гидродинамических закономерностей и получения опытных коэффициентов эффективности пылеулавливания и массообмена.

Цель работы: разработка научных основ процессов пылеулавливания и массообмена в аппарате циклонно-вихревого действия, создание научно-обоснованного метода расчета и проектирования, проверка полученных результатов в опытно-промышленных условиях и внедрение в промышленности.

В соответствии с поставленной целью решались следующие задачи:

- экспериментальное исследование гидродинамических характеристик циклонной ступени аппарата и получение расчетных зависимостей гидравлического сопротивления;

- изучение закономерностей взаимодействия газовой и жидкой фаз в насадочной зоне аппарата циклонно-вихревого действия для установления режимов работы;

- экспериментальное исследование гидродинамических характеристик вихревой ступени контакта и энергетических затрат аппарата и получение расчетных зависимостей гидравлического сопротивления, количества удерживаемой жидкости и газосодержания слоя;

- получение расчетных зависимостей для определения толщины пленки на поверхности пластинчатых насадочных элементов, диаметра струй и среднего диаметра капель;

- экспериментальное исследование процесса пылеулавливания в циклонной ступени аппарата при изменении режимных параметров;
- экспериментальное исследование процесса пылеулавливания в вихревой ступени аппарата при изменении режимных параметров;
- определение времени осаждения и предельного размера осаждаемых дисперсных частиц в ступени циклонного типа;
- разработка математической модели центробежного и инерционного осаждения частиц в циклонной ступени аппарата;
- разработка математического описания турбулентного и диффузионного осаждения частиц в насадочной зоне аппарата;
- экспериментальное исследование процесса массоотдачи в газовой фазе в вихревой ступени аппарата при изменении режимных параметров;
- разработка научно-обоснованной инженерной методики расчета аппарата циклонно-вихревого действия и рекомендаций по проектированию и эксплуатации;
- проверка полученных результатов в опытно-промышленных условиях и внедрение в промышленности.

Научная новизна работы заключается в том, что на основе теоретических и экспериментальных исследований закономерностей вихревого движения и взаимодействия потоков научно обоснована методология расчета аппаратов циклонно-вихревого действия для проведения процессов пылеулавливания и абсорбции. При этом:

- исходя из выявленных закономерностей движения газового потока по спирали, вихревого взаимодействия потоков газа и жидкости в объеме регулярно размещенной насадки, получены уравнения для расчета гидравлического сопротивления циклонной и вихревой ступеней контакта, их общего сопротивления, количества удерживаемой жидкости и газосодержания слоя насадочной зоны;
- с использованием балансовых уравнений, теории о локальной изотропной турбулентности и применяя диссипативный подход, получены уравнения для определения толщины пленки на поверхности пластинчатых насадочных элементов, диаметра струй и среднего диаметра капель;
- на основе центробежно-инерционного механизма улавливания твердых частиц разработана математическая модель центробежного и инерционного осаждения частиц в циклонной ступени аппарата, базирующаяся на уравнениях для определения конструктивных соотношений ступени контакта и модифицированного инерционного параметра, характеризующего состояние пылегазовой смеси;
- с учетом турбулентно-диффузионного механизма улавливания твердых частиц на каплях жидкости дано математическое описание турбулентного и диффузионного осаждения частиц в насадочной зоне аппарата, базирующееся на уравнении для определения коэффициента турбулентной диффузии частиц с учетом степени увлечения их турбулентными пульсациями;

- используя диссипативный подход, получена расчетная зависимость для определения коэффициентов массоотдачи в газовой фазе.

Практическая ценность работы. Разработана конструкция аппарата циклонно-вихревого действия, защищенная патентом РК №33662 [9] (Приложение А).

Разработаны методики расчета, рекомендации по проектированию и эксплуатации аппаратов циклонно-вихревого действия для проведения процессов пылеулавливания и абсорбции.

Результаты исследований, методики расчета, рекомендации по проектированию промышленных аппаратов могут быть использованы преподавателями, инженерно-техническими и научными работниками различных отраслей промышленности, проектных организаций, научно-исследовательских и учебных институтов.

Апробация практических результатов. По результатам проведенных исследований разработана конструкция промышленного аппарата циклонно-вихревого действия, которая внедрена на АО «Актюбинский завод хромовых соединений» в технологической схеме очистки газовых выбросов, отходящих от сушилки «КС» в производстве сульфата хрома (основного). При этом снижена концентрация выбросов пыли до $C_{\text{цикл.вихр}}=0,088\text{г/с}$, что в 4,6 раза ниже нормативных показателей.

Кроме того, результаты НИР по созданию аппарата циклонно-вихревого действия и методики расчета внедрены в учебный процесс для проведения лекционных и практических занятий по дисциплине «Аппараты с подвижной и регулярной насадкой для процессов теплообмена и пылеулавливания».

Обоснованность и достоверность научных положений, выводов и рекомендаций, базирующихся на научных открытиях закономерностей вихревого движения потоков в области механики газа и жидкости, явлений тепло- и массообмена, полностью подтверждены результатами собственных исследований, полученных на лабораторных и промышленных установках, а также сопоставлением с литературными данными.

Научные положения, выносимые на защиту:

- уравнения для расчета гидравлического сопротивления циклонной и вихревой ступеней контакта, их общего сопротивления, количества удерживаемой жидкости и газосодержания слоя насадочной зоны;

- расчетные зависимости для определения толщины пленки на поверхности пластинчатых насадочных элементов, диаметра струй и среднего диаметра капель;

- математическая модель центробежного и инерционного осаждения частиц в циклонной ступени аппарата, базирующаяся на уравнениях для определения конструктивных соотношений ступени контакта и характеризующего состояние пылегазовой смеси;

- математическое описание турбулентного и диффузионного осаждения частиц в насадочной зоне аппарата, базирующееся на уравнении для определения коэффициента турбулентной диффузии частиц с учетом степени увлечения их турбулентными пульсациями;
- уравнение для расчета коэффициентов массоотдачи в газовой фазе насадочной зоны.

1 СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ВОПРОСА ГАЗООЧИСТКИ ПРИ ИСПОЛЬЗОВАНИИ ЦЕНТРОБЕЖНОГО И ВИХРЕВОГО ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ ПОТОКОВ

1.1 Использование механизма центробежного взаимодействия потоков для интенсификации процесса газоочистки

Осаждение под действием центробежной силы применяют для разделения пылей, суспензий и эмульсий. Для осуществления этого процесса к осаждаемым частицам необходимо приложить центробежные силы, что достигается введением разделяемого потока в поле центробежных сил.

Известно, что применение центробежной силы позволяет существенно увеличить пределы разделения неоднородных пылегазовых систем [10 с.143]. Однако, несмотря на широкое распространение аппаратов, использующих центробежную силу, протекающий в них процесс разделения неоднородных систем недостаточно изучен из-за сложности учета всех действующих на него параметров.

В основе процесса центробежного разделения рассматривается следующая физическая модель [10 с.144]. Запыленный газовый поток входит в циклон через патрубок, расположенный тангенциально к цилиндрической пылеосадительной камере, проходит по окружности вокруг выхлопной трубы и движется спирально вниз по стенке конуса и затем вверх, в выхлопную трубу. Диаметр восходящего по спирали потока почти равен диаметру выхлопной трубы. Поток газа на входе в циклон движется с ускорением в кольцевом пространстве между стенками корпуса циклона и выхлопной трубы. Кинетическая энергия кольцевого потока диссипируется в результате обмена количеством движения с обратными потоками, возникающими на границах застойных зон.

Обычно в циклонах центробежное ускорение в несколько сот, а то и в тысячу раз больше ускорения силы тяжести. Поэтому, даже весьма маленькие частицы пыли не в состоянии следовать за линиями тока газов и под влиянием центробежной силы выносятся из кривой движения газов по направлению к стенке [11].

Эффективность циклонов резко снижается при наличии подсосов, в частности через бункер [11 с.320].

Удаление пыли из газов в циклоне протекает в две стадии. На первой стадии частицы переносятся в зону осаждения. Этот процесс осуществляется за счет центробежной силы. Вторая стадия – отделение частиц – начинается, когда концентрация частиц в газовом потоке превышает предельную нагрузку, т.е. то количество пыли, которое в состоянии переносить газовый поток в данных условиях с учетом пристенного эффекта [11 с.320].

В цилиндрической камере циклона статическое давление, как и в каждом искривленном течении, сильно падает в направлении от периферии к центру. В основном потоке направленные во внутреннюю сторону сжимающие усилия приходят в равновесное состояние с центробежными силами газов. Более

медленно текущий у стенки циклона пограничный слой соответственно испытывает меньшие центробежные силы.

Однако у конической стенки циклона и у его крышки начинает уже сказываться перепад давления, сжимающее поток усилие становится значительно больше центробежной силы, и поток в виде сильного вторичного вихря направляется внутрь, захватывая с собой много частиц пыли. Но так как затем поток еще несколько раз по пути вниз обернется вокруг выхлопной трубы, частицы могут быть вновь отброшены к стенке аппарата.

Вторичный поток, искривленный вдоль конической стенки, захватывает отброшенную к стенке пыль и направляет ее вниз к пылеосадительной камере (бункеру). Без этого потока отдельные частицы, находящиеся у стенки, не смогли бы попасть вниз, поскольку направленная вверх составляющая центробежной силы является большей по сравнению с силой тяжести. О большом влиянии вторичного потока свидетельствует тот факт, что пыль выносятся из лежащих и даже из перевернутых циклонов.

В пылеосадительной камере вследствие сужения в месте соединения газовый поток циркулирует слабее, чем в цилиндрической камере. Однако и в этом случае на оси вихрь имеет пониженное давление. Часть вторичного потока цилиндрической камеры в пылеосадительной камере перемещается вниз и вновь возвращается в ядро вихря. Благодаря этому уже отсепарированная пыль может быть вновь захвачена и вынесена в район оси вихря. Поскольку решающим фактором, обуславливающим движение пыли, являются аэродинамические силы, а не силы тяжести, циклоны можно располагать наклонно и даже горизонтально.

Эффективность очистки в циклонах определяется крупностью улавливаемых частиц, т.е. дисперсным составом пыли и их плотностью, а также вязкостью очищаемого газа; кроме того, она зависит от диаметра циклона и скорости газа в нем [11 с.320].

1.2 Интенсификация процесса газоочистки в аппаратах с регулярной подвижной насадкой

Аппараты с насадкой в виде регулярно расположенных по высоте и сечению аппарата элементов насадки, которые называются регулярными подвижными насадками (РПН) представляют класс аппаратов, использующих вихревое взаимодействие газового и жидкостного потоков [12 с.56].

Известны две разновидности аппаратов РПН: аппараты со свободно насаженными на жестких струнах насадочными телами и аппарата с гибкими струнами с жестко закрепленными насадочными телами [12 с.56].

В аппарате первой разновидности струны натянуты между стенками корпуса или между решетками, движение насадок происходит только по струне, пробег каждого элемента насадки по струне ограничен. В зависимости от пространственного закрепления струн, насадка может двигаться только в вертикальном или горизонтальном направлении.

Гибкие струны с жестко закрепленной насадкой консольно крепятся к стенке аппарата или к решетке. Наиболее распространена конструкция насадки, в которой один конец струны с насадкой свободно пропускается через отверстие распределительной решетки, а другой конец фиксируется сверху к крепежной решетке. Упругость и гибкость струн позволяет элементам насадки совершать под действием пульсаций потоков поперечные и продольные колебательные движения.

Насадочные элементы в аппаратах с РПН имеют форму шаров, кубиков, цилиндров, пластин и т.д. [13-16]. На поверхности или внутри насадочных тел могут быть выполнены дополнительные элементы. Так, например, в цилиндрических насадочных элементах имеются полости для перераспределения жидкости [17], а на шаровых насадках располагаются иглы, предназначенные для диспергирования пленок жидкости на капли [18]. Пластинчатые насадки изготавливаются с перфорированной поверхностью, кромки снабжаются козырьками и язычками.

В этих аппаратах используется принцип продольно-поперечного секционирования, реализуемый регулярным размещением насадочных элементов. При этом удается полнее использовать энергию газового потока для создания вихревой структуры с малым гидравлическим сопротивлением. Равномерное и регулярное расположение подвижных насадок в аппаратах РПН является необходимым условием достижения однородности структуры газожидкостного потока в объеме рабочей зоны. Отличительной особенностью аппаратов с РПН является также возможность достижения в них режима одновременного вихреобразования (синфазного режима), зависящего от геометрической формы насадочных тел и шагов расположения элементов в вертикальном направлении [12 с.56].

Регулируемая интенсификация аппаратов с регулярной подвижной насадкой (РПН) стала возможной благодаря установленным закономерностям, в научных открытиях, сделанных в научной школе академика Балабекова О.С. №144 «Закономерность взаимодействия вихрей, возникающих при отрывном обтекании потоком газа или жидкости дискретно расположенных вдоль него тел» (2000г.) [4] и №269 «Закономерность формирования параллельно движущихся вихревых струй при течении потока газа или жидкости через систему поперек к нему расположенных дискретных источников» (2004г.) [5].

В работах [12-14] рассмотрены механизмы взаимодействия вихрей в слое шаровой насадки, призматических насадочных элементов и пластин. Согласно рассмотренным механизмам, за сферическими телами образуются тороидальные вихри, и срыв их происходит симметрично. За пластинами, призматическими телами с круглым, квадратным, х-образным, треугольным и т.д. сечением осуществляется несимметричный срыв вихрей. В отличие от образующейся за сферой дорожки вихрей, обладающей периодом движения, след за пластинами и призматическими телами имеет еще и полупериод. В результате этого насадочные элементы, расположенные с шагом в половину

меньше, чем при симметричном срыве, будет формировать вихри одновременно.

1.3 Методы расчета пылеуловителей центробежного и вихревого действия

Методы расчета пылеуловителей центробежного действия.

При проектировании очистных устройств для строящихся промышленных агрегатов необходимо располагать методиками, использующими только параметры циклона и некоторые балансовые величины технологического процесса [11 с.340].

В нижеприведенных работах получены формулы, характеризующие критический (минимальный) диаметр частиц d (м), полностью улавливаемых аппаратом [11 с.340].

При выводе этих формул принимается целый ряд допущений, среди которых можно выделить несколько общих [11 с.340]:

- а) частицы не влияют друг на друга;
- б) при достижении стенки циклона частицы не могут быть снова унесены газом;
- в) сопротивление движению частиц в газовой среде подчиняется закону Стокса;
- г) тангенциальная скорость частицы постоянна и не зависит от ее положения.

Приведем полученные формулы.

В работе [19]:

$$d_{кр} = 3 \sqrt{\frac{V_{ц} \cdot \mu_{г} \cdot D_{ц} \cdot (D+b)}{\rho_{ч} \cdot (v'_{г})^2 \cdot V_{г}^2}} \cdot \sqrt{1 - \frac{(D_{ц}+b)}{2 \cdot D_{ц}}} \quad (1.1)$$

В работе [20]:

$$d_{кр} = 3 \sqrt{\frac{v_0}{v'_г} \cdot \frac{D_{ц}}{h_1 \cdot H} \cdot \frac{V_{г} \cdot \mu_{г}}{\Delta \rho_{ч}} \cdot \frac{\rho_{г}}{\rho_{ч} - \rho_{г}}} \quad (1.2)$$

В работе [21]:

$$d_{кр} = \frac{3}{2} \sqrt{\frac{D_{ц}^2 \cdot \mu_{г}}{2 \cdot H \cdot (\rho_{ч} - \rho_{г}) \cdot v'_г}} \cdot \left[1 - \left(\frac{D_{тр}}{D_{ц}} \right) \right] \quad (1.3)$$

В работе [22]:

$$d_{кр} = 3 \sqrt{\frac{V_{г} \cdot \rho_{г}}{2 \cdot \pi \cdot (v'_г)^2 \cdot (\rho_{ч} - \rho_{г})}} \sqrt{\frac{1 - \left(\frac{2 \cdot D_{тр}}{3 \cdot D_{ц}} \right)}{\frac{H - H_{ц}}{D_{ц} - D_{в}} \cdot \frac{D_{ц}^3 - D_{в}^3}{D_{ц}^2} + H_{ц} - h_{тр} \cdot \left(\frac{D_{ц}}{D_{тр}} \right)^2}} \quad (1.4)$$

В работе [23]:

$$d_{кр} = 3 \sqrt{\frac{2 \cdot D_{тр} \cdot \mu_r \cdot v_{гр}}{3 \cdot v_0^2 \cdot (\rho_{ч} - \rho_r)}} \quad (1.5)$$

В работе [24]:

$$d_{кр} = c_0 \cdot D_{ц}^{1/2} \cdot v_r^{1/4} \cdot \Delta p_{ц}^{-3/8} \cdot \rho_r^{3/8} \cdot \mu_r^{1/2} \cdot \rho_{ч}^{-1/2} \quad (1.6)$$

В формулах (1.1)—(1.6) обозначения геометрических параметров циклона соответствуют параметрам, представленным в работе [11 с.341]. В этом случае эффективный объем циклона V (м³) равен:

$$V_{ц} = \frac{\pi}{4} \cdot \left[\left(\frac{H - H_{ц}}{D_{ц} - D_{в}} \right) \cdot \left(\frac{D_{ц}^3 - D_{в}^3}{3} \right) + D_{ц}^2 \cdot H_{ц} - D_{тр}^2 \cdot h_{тр} \right] \quad (1.7)$$

Остальные параметры в формулах (1.1)—(1.6): v_r' — скорость газов на входе в циклон, м/с; v_0 — осевая скорость газов в циклоне, м/с; $\Delta p_{ц}$ — гидравлическое сопротивление циклона, Па; $v_{гр}$ — скорость радиального движения газов (сток газов), м/с; c_0 — коэффициент определяемый геометрией циклона (на практике значения c_0 колеблются в довольно узких пределах 540-840).

В работе [10 с.145] представлена методика расчета процесса осаждения твердой фазы в аппаратах циклонного типа. На частицу, взвешенную в потоке, действуют следующие силы [10 с.145]:

центробежная сила

$$F_{ц} = \frac{m \cdot w_r^2}{r} \quad (1.8)$$

сила тяжести

$$G_r = m_1 \cdot g \quad (1.9)$$

сила сопротивления среды (в случае осаждения, характеризующегося законом Стокса):

$$F_c' = 3 \cdot \pi \cdot d_{ч} \cdot \mu_c \cdot w_{ос} \quad (1.10)$$

сила сопротивления среды (в случае осаждения, характеризующегося общим законом сопротивления):

$$F_c'' = \xi \cdot \frac{\pi \cdot d_{ч}^2}{4} \cdot \frac{w_{ос}^2}{2} \cdot \rho_r \quad (1.11)$$

архимедова сила (сила противодействия):

$$G_A = m_2 \cdot g \quad (1.12)$$

В уравнениях (1.8) ÷ (1.12): m , m_1 и m_2 – масса частиц пыли, кг; r – текущий радиус местоположения частицы относительно оси аппарата, м; w_{oc} – скорость осаждения, м/с; ξ – коэффициент сопротивления, учитывающий совокупность сил, тормозящих движение частицы.

Поскольку силой тяжести и архимедовой силой в условиях закрученного потока можно пренебречь, для определения продолжительности процесса разделения неоднородной системы газ - твердое или предельного диаметра частиц следует сопоставить действие центробежной силы и силы сопротивления [10 с.145].

При этом окружную скорость газового потока выражают через угловую $w_r = \omega \cdot r$, а скорость осаждения w_{oc} (равную радиальной скорости), как производную пути по времени $w_{oc} = dr/d\tau$.

Для случая осаждения твердых частиц, характеризующегося законом Стокса $Re < 0,2$ (из потока выделяется наиболее мелкая пыль) и при условии $F_{ц} = F'_c$ в работе [10 с.145] получена зависимость для определения времени, необходимого для выделения пыли из газа:

$$\tau = \frac{18 \cdot \mu_c}{d_{ч}^2 \cdot \omega^2 \cdot \rho_{ТВ}} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}, \quad (1.13)$$

где τ – время пребывания газа в циклоне, с; μ_c – вязкость газа, Па с; $d_{ч}$ – диаметр частицы, м; $\rho_{ТВ}$ – плотность частицы, кг/м³; ω – угловая скорость газового потока, рад/с; r_1 и r_2 – наружный радиус выходной трубы и внутренний радиус цилиндрической части аппарата, соответственно, м;

Предельный размер частиц, осаждающихся по закону Стокса можно определить [10 с.146] по формуле:

$$d_{ч.пр.} = \sqrt{\frac{18 \mu_c}{(\rho_{ме} - \rho_c) \cdot \tau \cdot \omega^2} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}}. \quad (1.14)$$

Теоретически все частицы, имеющие размер выше предельного значения $d_{ч.пр.}$, должны осаждаться в аппарате, а все частицы с размером меньше $d_{ч.пр.}$ – выносятся потоком из аппарата.

В случае, когда осаждение характеризуется общим законом сопротивления и при условии $F_{ц} = F''_c$, получим время, необходимое для выделения пыли из газа и предельный размер частиц [10 с.147] в следующем виде:

$$\tau = 2 \sqrt{\frac{3 \xi_{con} \cdot \rho_c}{d_{ч} \cdot \rho_{ме} \cdot \omega^2}} (\sqrt{r_2} - \sqrt{r_1}). \quad (1.15)$$

$$d_{\text{ч.пр.}} = \frac{12 \cdot \xi_{\text{con}} \cdot \rho_c}{\tau^2 \cdot \rho_{\text{мс}} \cdot \omega^2} (\sqrt{r_2} - \sqrt{r_1})^2. \quad (1.16)$$

Коэффициент сопротивления ξ_{con} , входящий в уравнение (1.16), до настоящего времени не удалось представить одним аналитическим уравнением для всего интервала изменения чисел Рейнольдса, что объясняется сложным характером обтекания частицы потоком газа. Известно много интерполяционных формул, более или менее точно описывающих эту функцию в ограниченном интервале чисел Re [10, 25]. В результате анализа и обработки опытных и расчетных данных разных авторов в работе [25 с.138] дана формула, в значительной мере учитывающая параметры, влияющие на характер обтекания твердой частицы.

$$\xi_{\text{con}} = k_1 \cdot k_2 (0,462 \cdot k_3 + 30 / \text{Re}), \quad (1.17)$$

где k_1 – коэффициент, учитывающий условия стесненности движения частиц вследствие их взаимодействия; k_2 – коэффициент, учитывающий условия стесненности движения частиц вследствие влияния стенок; k_3 – коэффициент, учитывающий влияние формы частиц. Уравнение для определения этих коэффициентов приведены в работе [25 с.139].

Полученные уравнения для расчета предельных значений частиц (1.14) и (1.16) могут быть использованы только для ориентировочных расчетов размеров частиц и определения степени очистки, так как они не учитывают многих факторов, характеризующих гидродинамическую обстановку в аппарате и его конструктивных параметров.

Зная время пребывания газа в циклоне (уравнения (1.13) и (1.15)) (при условии, что время прохождения газа через объем пылесадительной камеры циклона достаточно для осаждения самых мелких шарообразных частиц пыли), можно определить рабочий объем циклона [10 с.147]:

$$V_{\text{ц}} = V_{\text{сек}} \cdot \tau, \quad (1.18)$$

где $V_{\text{сек}}$ – заданная производительность циклона, м³/с.

Из рабочего объема циклона можно определить его высоту:

$$H_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{ц}}}{0,785 \cdot (r_2^2 - r_1^2)} \quad (1.19)$$

Для анализа работы циклона необходимо знание характера распределения скоростей запыленного потока в различных частях аппарата. Допуская, что частицы пыли в циклоне быстро достигают своих предельных скоростей, можно выразить взаимодействие сил на шарообразную частицу (в условиях действия закона Стокса) уравнением [10 с.147]:

$$\frac{\pi \cdot d_{\text{ч}}^3}{6} \cdot r \cdot \omega^2 \cdot (\rho_{\text{ТВ}} - \rho) = 3 \cdot \pi \cdot d_{\text{ч}} \cdot \vartheta_r \cdot \mu_c. \quad (1.20)$$

Здесь ϑ_r – радиальная скорость частицы.

Так как $r \cdot \omega^2 = w^2/r$, где w – касательная (окружная) скорость частицы на расстоянии r от центра аппарата, то уравнение (1.20) можно представить в виде:

$$\frac{\pi \cdot d_{\text{ч}}^3}{6} \cdot \frac{w^2}{r} \cdot (\rho_{\text{ТВ}} - \rho) = 3 \cdot \pi \cdot d_{\text{ч}} \cdot \vartheta_r \cdot \mu_c \quad (1.21)$$

откуда радиальная скорость:

$$\vartheta_r = \left(\frac{d_{\text{ч}}^2}{18} \cdot \frac{\rho_{\text{ТВ}} - \rho}{\mu_c} \right) \cdot \frac{w^2}{r} \quad (1.22)$$

Выражение в скобках можно представить через скорость осаждения под действием силы тяжести $w_{\text{ос}}/g$ и получить зависимость:

$$\vartheta_r = \frac{w_{\text{ос}}}{g} \cdot \frac{w^2}{r}, \quad (1.23)$$

связывающую радиальную и касательную составляющие скорости потока со стоксовой скоростью осаждения частицы и расстоянием от центра циклона.

Эффективность действия циклона зависит от гранулометрического состава твердой фазы, распределенной в газовой системе, подвергающейся разделению, и от гидравлического сопротивления циклона.

Гидравлическое сопротивление аппарата, а также расход энергии на разделение заданного объемного расхода пылегазовой смеси тесно связаны с геометрическими размерами циклона.

Установить связь между оптимальными геометрическими размерами циклона, его производительностью, расходом энергии и разделительной способностью возможно только приближенно, с использованием эмпирических данных. Для расчета циклонов предложено большое число моделей [26], описывающих процессы движения потока и разделения системы газ-твердое вещество. Распределение потоков в циклоне (особенно в его конической части) до сих пор не изучено в достаточной степени. В работе [10 с.148] схематично показаны расчетные и опытные данные по распределению потоков в продольном сечении циклона с тангенциально расположенным входным патрубком.

Дискуссионным является вопрос о конструктивном оформлении входа газового потока в циклон. Трудно решить, что лучше: тангенциально расположенный патрубок или направляющий насадок («винт», «розетка»), закручивающий поток. По-видимому, оба способа ввода неоднородной системы в аппарат на разделение равноценны.

Экспериментально установлено, что путь газового потока внутри циклона соответствует форме спирали Архимеда. Это особенно важно знать для правильного расположения выходного патрубка для пыли.

Гидравлическое сопротивление меняется внутри аппарата в зависимости от распределения скоростей и поэтому приближенно может быть рассчитано в предположении определенной формы границы разделения системы газ (жидкость) – твердое. Выше было указано, что многие исследователи принимают в качестве границы разделения воображаемую вертикальную цилиндрическую поверхность радиусом r_1 (равным радиусу внутренней трубы для выхода газа из аппарата). В последнее время [10 с.149] для расчета гидравлического сопротивления использует среднюю цилиндрическую поверхность радиусом $\sqrt{r_1 r_2}$ и высотой h , предполагая, что на ней происходит скачкообразное изменение скорости потока. По обе стороны этой поверхности преобладает потенциальное течение.

Изменение давления на входе в циклон может быть выражено моментом количества движения M_a на наружной стороне (r_2) сепарационного пространства (следует учитывать поправку на то, что количество движения в сечении входного патрубка $M_{вх}$ будет несколько отличаться от M_a). Количество движения на цилиндрической поверхности радиусом r_1 выражается разностью [10 с.149]:

$$M_{вх} = M_a - M_{ср} \quad (1.24)$$

Причем

$$M_{ср} = \lambda \cdot 2\pi r_1 r_2 h \frac{\rho_c}{2} w_i w_a \quad (1.25)$$

В качестве коэффициента трения λ в первом приближении можно принять величину $\lambda_{ср}$, определяемую в условиях существования турбулентного пограничного слоя на внешней стенке циклона при постоянном давлении [27]:

$$\lambda_{ср} = 0,074 Re_{ср}^{-0,2} \quad (1.26)$$

где

$$Re = \omega_a \cdot 2\pi r_2 / v_c, \text{ причем } 5 \cdot 10^5 < Re_{ср} < 10^7$$

С учетом этих зависимостей могут быть получены уравнения для расчета коэффициентов местных сопротивлений для входа и выхода в циклоне. Для входной трубы:

$$\xi_{вх} = \frac{\Delta p_{вх}}{\rho_c v^2 / 2} = \frac{r_1}{r_2} \left(\frac{w_i}{v_i} \right)^2 \left[\frac{1}{\left(1 - \frac{w_i}{v_i} \cdot \frac{h}{r_1} \lambda \right)^2} - 1 \right] \quad (1.27)$$

Для выходной трубы:

$$\xi_{вых} = \frac{\Delta p_{вых}}{\rho v^2 / 2} = K \left(\frac{w_i}{v_i} \right)^{4/3} + \left(\frac{w_i}{v_i} \right)^2 \quad (1.28)$$

По опытным данным [10 с.150] константа $K=4,4$. Соотношение скоростей на входе в аппарат и на выходе из него может быть рассчитано в зависимости от соотношения площадей сечения входного патрубка и выходной трубы:

$$\frac{w_i}{v_i} = \frac{1}{\frac{F_{\text{ВХ}} \cdot r_1}{F_{\text{ВЫХ}} \cdot r_{\text{ВХ}}} \alpha + \frac{h}{r_1} \lambda} \quad (1.29)$$

где α – поправочный коэффициент, учитывающий отношение моментов количеств движения $M_{\text{ВХ}}/M_a$:

$$\alpha = \frac{M_{\text{ВХ}}}{M_a} = \frac{v_{\text{ВХ}} r_{\text{ВХ}}}{w_a r_2} \quad (1.30)$$

Общее гидравлическое сопротивление циклона рассчитывается суммарно как

$$\Delta P_{\text{ц}} = \Delta P_{\text{ВХ}} + \Delta P_{\text{ВЫХ}}$$

или

$$\Delta P_{\text{ц}} = \xi \frac{\rho_c w_{\Gamma}^2}{2}$$

где $\xi = \xi_{\text{ВХ}} + \xi_{\text{ВЫХ}}$

По методике ЛИОТ [28] гидравлическое сопротивление циклонов различных типов рассчитывается по условной (фиктивной) скорости газового потока в горизонтальном сечении цилиндрической части пустого аппарата как

$$\Delta P_{\text{ц}} = \xi_0 \frac{\rho w_0^2}{2}$$

или по скорости во входном патрубке как

$$\Delta P_{\text{ц}} = \xi_{\text{ВХ}} \frac{\rho w_{\text{ВХ}}^2}{2}$$

Для уменьшения гидравлического сопротивления циклонов НИИОГАЗ на выхлопной трубе ставятся улитка или кольцевой диффузор, снижающие $\Delta P_{\text{ц}}$ в среднем на 10 %.

Коэффициенты гидравлических сопротивлений $\xi_{\text{ВХ}}$ и ξ_0 приведены в [10 с.151].

Следует учесть, что гидравлическое сопротивление циклона в значительной степени зависит от запыленности газа, причем коэффициенты гидравлического сопротивления ξ в запыленном потоке газа изменяются в среднем от 2 до 20% в зависимости от концентрации пыли. По опытным данным присутствие пыли в газе в количествах, превышающих 1 г/м^3 , вызывает неоднородность процесса разделения системы Г-Т, образование вторичных

циркуляционных потоков, отрыв пограничного слоя и замедление окружной скорости газа. При концентрациях $> 10 \text{ г/м}^3$ влиянием запыленности на гидравлическое сопротивление пренебрегать нельзя.

Для расчета эффективности (или к.п.д.) циклона η следует иметь данные о концентрации и физических свойствах пыли (плотность, слипаемость), ее дисперсном составе, о гидродинамической обстановке в аппарате и его сопротивлении.

Эффективность циклона или степень очистки газа от пыли η является важнейшей характеристикой работы аппарата:

$$\eta = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \quad (1.31)$$

где C_1 - концентрация пыли в газе до циклона; C_2 - концентрация пыли в газе после циклона.

В зависимости от свойств материала и дисперсного состава пыли величина η колеблется в широких пределах – от 50 до 95%.

Из соотношения сил, действующих на твердые частицы в потоке, можно определить параметры, оказывающие влияние на степень очистки или к.п.д. циклона:

$$\eta = f_1(G_{\text{ц}}, G_{\text{т}}, F_{\text{с}}) \quad (1.32)$$

Раскрывая значения взаимодействующих сил (центробежной, тяжести, сопротивления среды), можно получить зависимость:

$$\eta = f_2(\rho_{\text{с}}, d_{\text{ч}}, \mu_{\text{с}}, \rho_{\text{тв}}, w_{\text{ос}}, r, g) \quad (1.33)$$

где $w_{\text{ос}}$ – скорость движения частицы в поле центробежных сил.

Так как действительную скорость движения частицы в циклоне измерить трудно, то обычно вместо этого определяют распределение скоростей газа, – например, крыльчатым анемометром [26]. Между скоростью газа и скоростью частицы существует определенная пропорциональность, поэтому в уравнении (1.33) вместо $w_{\text{ос}}$ можно записать $w_{\text{г}}$.

Так как радиус вращения частицы (или пылегазового потока) r является переменной величиной, то в большинстве существующих методов расчета его заменяют пропорциональным ему линейным размером циклона l . Тогда уравнение (1.33) примет вид:

$$\eta = f_3(\rho_{\text{с}}, d_{\text{ч}}, \mu_{\text{с}}, \rho_{\text{тв}}, w_{\text{г}}, g, l) \quad (1.34)$$

Из приведенной зависимости следует, что на величину к.п.д. циклона влияют плотность и диаметр частицы, вязкость, плотность и скорость потока, а также размеры циклона. Рассмотрим влияние отдельных параметров на величину η [10 с.152].

1. Плотность ρ_c и вязкость μ_c среды входят в критерий Рейнольдса, характеризующий гидродинамическую обстановку в аппарате – скорость потока и скорость осаждения частицы, а также гидравлическое сопротивление.

Величины ρ_c и μ_c изменяются в зависимости от температуры, в соответствии с чем, вводятся поправочные коэффициенты при расчете эффективного диаметра частиц, улавливаемых в циклоне.

2. Плотность $\rho_{тв}$ твердой фазы учитывается при использовании графических зависимостей $d_{ч.эфф}=f(D_{апп}, \Delta \rho_{ц,с})$, полученных экспериментально [28] по результатам осаждения кварцевой пыли с $\rho_{тв}=2650 \text{ кг/м}^3$. В случае необходимости отделения пыли с другим значением $\rho_{тв}$ также вводятся поправочные коэффициенты в расчет $d_{ч.эфф}$.

3. Диаметр частиц и фракционный состав пыли имеют решающее значение для характеристики движения пыли в циклоне.

Опыты по определению границы разделения [26] имеют целью построение кривой, показывающей, какая доля частиц пыли, содержащейся в поступающем на разделение газе, отделяется. Определяющим размером частицы является минимальное значение диаметра, рассчитанного по Стоксу, т.е. по уравнению осаждения шарообразной частицы под действием силы тяжести в неподвижной и бесконечной среде.

В большинстве стандартных методов расчета циклонов принимается в основу среднее (медианное) значение кривой разделения, соответствующее такой скорости движения, при которой отделяется 50% частиц. Для определения медианного диаметра частиц пыли необходимо знать фракционный состав пыли. Зная фракционный состав пыли (по массе частиц), можно построить кривую распределения частиц пыли на логарифмически вероятной сетке. По оси абсцисс откладываются значения диаметра частиц d (или его функции) как одномерной случайной величины, а по оси ординат – процентное содержание всех частиц, диаметр которых меньше или больше d . Методы определения функций распределения массы дисперсного материала по диаметрам частиц приведены в литературе, в частности, в монографии Коузова [29].

4. Скорость газа в верхней (цилиндрической) и в нижней (конической) частях циклона будет различной и может быть рассчитана с помощью уравнений баланса моментов количества движения с учетом геометрических параметров аппарата.

Характеристика эффективности разделения зависит от соотношения составляющих скорости газового потока: чем больше скорость осаждения частиц пыли по Стоксу, чем выше радиальная составляющая скорости потока v_r , чем легче осуществляется отделение твердой фазы от газовой.

Радиальная скорость зависит от скорости осаждения, касательной составляющей скорости газового потока и расстояния от центра циклона. Для частиц заданного размера радиальная скорость минимальна у центра циклона и соответственно увеличивается к стенкам аппарата.

5. Скорость и содержание пыли оказывают влияние, как на сопротивление аппарата, так и на эффективность разделения системы газ – твердое. Пылевое облако на входе в циклон разделяется на отдельные струи, вращающиеся при опускании по условной разделительной поверхности. Частицы пыли оказывают тормозящее действие газового потока.

Предельную нагрузку газа по пыли можно определить, рассмотрев взаимодействие сил на отдельной части (струе) пылевого облака, делающей один или несколько оборотов вокруг разделительной поверхности радиусом r_R .

Равновесие сил тяжести G_T , сопротивления F_c и центробежной $G_{Ц}$ может быть выражено уравнениями:

$$F_c \sin \delta = G_T \cos \delta \quad (1.35)$$

$$F_c \cos \delta + G_T \sin \delta = R \quad (1.36)$$

Из условия неразрывности потока пыли получим:

$$G_T = \eta \frac{Q}{c} l g \quad (1.37)$$

где η – степень отделения пыли; Q – загрузка пыли; c – скорость элементарного потока пыли; l – его длина.

С другой стороны

$$G_T = f_c l \varepsilon_c \rho_c g \quad (1.38)$$

Здесь f_c – площадь поперечного сечения струи пыли; $\varepsilon_c \rho_c$ – насыпная плотность пыли в струе; g – ускорение свободного падения.

Сила сопротивления может быть выражена следующей зависимостью:

$$F_c = \xi_c r_R h \frac{\rho_{cp}}{2} (v_T - c \cos \delta)^2 \quad (1.39)$$

где ξ_c – коэффициент сопротивления движению газа (по практическим данным 1-1,25).

Центробежная сила

$$G_{Ц} = \frac{G_T}{g} \cdot \frac{c^2}{r_R / \cos^2 \delta} \quad (1.40)$$

Величина $r_R / \cos^2 \delta$ определяет радиус кривизны траектории элементарного пылевого потока.

Из уравнений (1.35), (1.36) и (1.39) получим среднюю скорость элементарного пылевого потока:

$$c = \sqrt{\frac{1}{\beta} \cdot \frac{r_R g}{\sin \delta \cos^2 \delta}} \quad (1.41)$$

Опытным путем установлено, что в широком пределе загрузки угол движения пылевой струи по отношению к разделительной поверхности находится между 30 и 60°.

Выразим производительность циклона по пыли (аналогично пневмотранспорту) зависимостью:

$$Q = x f_1 r_R^2 \pi w_i \rho_c g \quad (1.42)$$

где x – массовая концентрация пыли.

Предельная концентрация пыли, отделяемой в циклоне, определяется по эмпирическому уравнению:

$$x_{\text{пр}} = 0,1 / \left(\frac{d_{\text{ч.50}}}{d_{\text{ч.мин}}} \right)^{1,5} \quad (1.43)$$

6. Диаметр аппарата оказывает существенное влияние на степень очистки газа, так как чем меньше диаметр аппарата, тем больше развивающаяся центробежная сила. Обычно $D_{\text{апп}} > 800 \div 1000$ мм наблюдается снижение к.п.д. одиночного циклона.

Так как эффективность циклона малого диаметра значительно выше, все большее применение находят батарейные или мультициклоны. В некоторых случаях (например, при сушке тонкодисперсных материалов) используют батарейные циклоны с наклонным расположением циклона.

Представляет также интерес определение эффективности циклонов, служащих для улавливания из воздуха (газа) капель жидкости. В этом случае невозможно определить $d_{\text{ч. пр}}$, так как диаметр взвешенных в газе жидких частиц непрерывно меняется в результате слияния или испарения капель. Капли, осаждающиеся на стенках циклона, сливаются в пленку и стекают вниз под действием силы тяжести. Вихревые потоки газа (восходящий центробежный поток) создают вакуум в середине нижней части аппарата, благодаря чему от жидкой пленки отрываются мелкие брызги и уносятся через выходную трубу из циклона.

В таких циклонах обычно делают очень малую конусность (или вообще изготавливают аппараты цилиндрической формы с плоским дном). Частицы жидкости в виде тумана (5 – 0,3 мкм) в циклонах не улавливаются.

Методика расчета конструктивных и гидродинамических параметров центробежного осадителя (циклона) приведена в работе [30].

При осаждении частиц в условиях, соответствующих закону Стокса, теоретическую скорость осаждения в м/с подсчитывают по формуле

$$w_o = \frac{d^2 (\rho_1 - \rho_2) w_{\Gamma}^2}{9 \nu_2 \rho_2 D} \quad (1.44)$$

здесь w_T – окружная скорость газа в циклоне, принимаемая равной 12 – 14 м/с; D – диаметр циклона в м.

Диаметром циклона следует предварительно задаваться, а затем проверять его последующим расчетом. Для предварительного выбора диаметра центробежного пылесадителя можно руководствоваться данными [30 с.15], в которой приведены ориентировочные соотношения основных размеров центробежных пылесадителей и ширины входного патрубка b или диаметра циклона D .

Площадь сечения входного патрубка в m^2

$$f = bh = \frac{V_{сек}}{w_{вх}},$$

где $V_{сек}$ – действительный секундный объем газа, поступающего в циклон при заданного температуре, в m^3/c ; $w_{вх} \approx 20$ м/с – скорость газа во входном патрубке циклона. Так, для циклона конструкции ВТИ [30 с.15] $h = 4b$; тогда $f = 4b^2 = \frac{V_{сек}}{w_{вх}}$, откуда $b = 0,5 \sqrt{\frac{V_{сек}}{w_{вх}}}$, а ориентировочное значение диаметра циклона.

$$D = 5,9b = 2,95 \sqrt{\frac{V_{сек}}{w_{вх}}}.$$

Правильность применение формулы (1.44) проверяют по уравнению

$$Re = \frac{w_0}{v_2} \leq 0,2.$$

При $Re > 0,2$ теоретическую скорость осаждения подсчитывают следующим образом.

Используя критерий Архимеда [30 с.16], находят фактор разделения

$$\Phi_p = \frac{w_r^2}{gR} = \frac{2w_r^2}{gD}. \quad (1.45)$$

Критерий Рейдольдса следует подсчитывать по формулам:
при $Ar\Phi_p < 84000$

$$Re = \left(\frac{Ar\Phi_p}{13,9} \right)^{1/1,4}; \quad (1.46)$$

при $Ar\Phi_p > 84000$

$$Re = 1,71 \sqrt{Ar\Phi_p} \quad (1.47)$$

По найденным значениям критерия Re определяют теоретическую скорость осаждения [30 с.16].

Исходя из заданной производительности циклона, находят внутренний диаметр выхлопной трубы по уравнению

$$d_T = 1,13 \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{w_T}}, \quad (1.48)$$

где w_T – скорость газа в выхлопной трубе в м/с (в практических расчетах w_T принимают равной 4-8 м/с).

Наружной диаметр выхлопной трубы

$$D_1 = d_T + 2\delta; \quad (1.49)$$

здесь δ – толщина стенки выхлопной трубы.

Правильность выбранного значения диаметра циклона проверяют по формуле

$$D = \frac{D_1}{1 - 10 \frac{V_{\text{ос}}}{w_T}}. \quad (1.50)$$

Высота цилиндрической части центробежного пылеосадителя

$$h_1 = \frac{2V_{\text{сек}}}{(D - D_1)w_T}. \quad (1.51)$$

Высоту h_2 конусной части циклона можно подсчитывать по данным, приведенным в [30 с.17]. Надежный вывод из циклона улавливаемых частиц обеспечивается при значении угла при вершине конуса 30-40°.

Гидравлическое сопротивление циклона рассчитывают по формуле:

$$\Delta P_{\text{ц}} = \xi_{\text{ц}} \frac{w_{\text{вх}}^2 \rho_2}{2}, \quad (1.52)$$

где $\xi_{\text{ц}}$ – коэффициент сопротивления, зависящий от конструкции циклона (для циклонов конструкции ЦККБ $\xi_{\text{ц}} = 2,5$, для циклонов ВТИ $\xi_{\text{ц}} \approx 6$, для циклонов НИИОГАЗа $\xi_{\text{ц}} \approx 7$).

Как видно из формулы (1.44), скорость осаждения частиц в центробежных пылеосадителях можно повысить увеличением скорости газового потока w_T или уменьшением радиуса вращения R . Первый путь неэффективен, так как вызывает резкое возрастание гидравлического сопротивления аппарата, увеличение турбулентности газового потока и, в конечном итоге, снижение коэффициента полезного действия. Второй путь привел к созданию конструкций батарейных циклонов.

Обобщая результаты многочисленных исследований, в работе [31 с.64], приведена методика расчета циклонов, преимущественно конструкций НИИОГАЗ.

Для расчетов циклонов необходимы следующие исходные данные:

количество очищаемого газа при рабочих условиях Q_p , м³/с;
 плотность газа при рабочих условиях ρ_g , кг/м³;
 динамическая вязкость газа при рабочей температуре μ_t , Па · с;
 дисперсный состав пыли, задаваемый двумя параметрами d_m , мкм, и $lg\sigma_q$;
 запыленность газа $c_{вх}$, г/м³;
 плотность частиц ρ_q , кг/м³;
 требуемая эффективность очистки газа η .

Расчеты могут показать, что при заданных условиях невозможно обеспечить требуемое значение коэффициента очистки газов или для этого необходимы чрезмерные потери давления. В последнем случае только экономический расчет различных схем пылеулавливания может определить оптимальные аппараты.

Расчет циклонов проводится методом последовательных приближений в следующем порядке.

1. Задавшись типом циклона, по таблицам, представленным в [31 с.65] определяют оптимальную скорость газа в аппарате $w_{опт}$.

2. Определяют необходимую площадь сечения циклонов, м²:

$$F = \frac{Q_p}{w_{опт}} ; \quad (1.53)$$

3. Определяют диаметр циклона, задаваясь количеством циклонов N ;

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785N}} , \quad (1.54)$$

Диаметр циклона округляют до величины, рекомендуемой в работе [31 с.65].

4. Вычисляют действительную скорость газа в циклоне, м/с:

$$w = \frac{Q_p}{0,785ND^2} . \quad (1.55)$$

Скорость газа в циклоне не должна отклоняться от оптимальной более чем на 15%.

5. Принимают по таблицам [31 с.65] коэффициент гидравлического сопротивления, соответствующий заданному типу циклона. Для циклонов НИИОГаз (одиночных или групп) вводят уточняющие поправки по формуле

$$\xi = K_1 K_2 \xi_{ц500}^{с.п} + K_3, \quad (1.56)$$

где $\xi_{ц500}^{с.п}$ - коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона диаметром 500 мм, принимаемой по таблице [31 с.65]. Индекс «с» означает, что циклон работает в гидравлической сети, а «п» - без сети, т.е. прямо на выхлоп в атмосферу; K_1 – поправочный коэффициент на диаметр циклона, определяемый

[31 с.65]; K_2 – поправочный коэффициент на запыленность газа, определяемый [31 с.65]; K_3 – коэффициент, учитывающий дополнительные потери давления, связанные с компоновкой циклонов в группу, определяемый [31 с.65].

Для одиночных циклонов $K_3=0$.

Для одиночных циклонов других конструкций поправки не разработаны.

6. Определяют потери давления в циклоне

$$\Delta p = \xi \frac{\rho w^2}{2}. \quad (1.57)$$

Если потери давления Δp оказались приемлемыми, переходят к расчету полного коэффициента очистки газа в циклоне. При этом принимается, что коэффициент очистки газов в одиночном циклоне и в группе циклонов одинаков. В действительности коэффициент очистки газов в группе циклонов может оказаться несколько ниже, чем в одиночном циклоне. Это объясняется возможностью возникновения перетоков газа через общий бункер, снижающих коэффициент очистки газов в группе циклонов.

7. Приняв по таблицам [31 с.66] два параметра (d_{50}^T и $lg\sigma_\eta^T$), характеризующих эффективность выбранного типа циклона, определяют значение параметра d_{50} при рабочих условиях (диаметр циклона, скорость потока, плотность пыли, динамическая вязкость газа) по уравнению

$$d_{50} = d_{50}^T \sqrt{(D/D_T) \rho_{ч.т} / \rho_{ч} (\mu/\mu_T) w_T / w} \quad (1.58)$$

8. Определяют параметр x по формуле

$$x = \frac{lg d_m / d_{50}}{\sqrt{lg^2 \sigma_\eta + lg^2 \sigma_\chi}}.$$

9. Определяют по таблице [31 с.66] значение $\Phi(x)$, представляющее собой полный коэффициент очистки газа, выраженный в долях.

По окончании расчета полученные значения η окажутся меньше требуемого, необходимо выбрать другой тип циклона с большим значением коэффициента гидравлического сопротивления. Для ориентировочных расчетов необходимого значения $\xi_{ц}$ рекомендуется следующая зависимость:

$$\xi_{ц2} = \xi_{ц1} \left(\frac{100-\eta_p}{100-\eta} \right)^2 \frac{w_1 D_2}{w_2 D_1}, \quad (1.59)$$

где индекс 1 относится к расчетным, а индекс 2 – к требуемым значениям параметров циклона.

На основании сравнения различных теоретических методов расчета эффективности пылеулавливания с экспериментальными данными, приведенными в работе [32], был сделан вывод, что наилучшие результаты дает метод, предложенный Лайтом и Лифом [33].

Согласно этому методу эффективность очистки циклонного аппарата рассчитывается по формуле:

$$\eta = 1 - \exp[-2(C_k \cdot \psi)^{1/(2n+2)}], \quad (1.60)$$

где C_k — является функцией только геометрических параметров циклона. Величина C_k определяется из выражения:

$$C_k = \frac{\pi \cdot D_{ц}^2}{a \cdot b} \left\{ 2 \cdot \left[1 - \left(\frac{D_{тр}}{D_{ц}} \right)^2 \right] \cdot \left(\frac{h_{тр}}{D_{ц}} - \frac{h_1}{2 \cdot D_{ц}} \right) + \frac{1}{3} \cdot \left(\frac{h_{тр} + l - H_{ц}}{D_{ц}} \right) \cdot \left[1 + \frac{D'_k}{D_{ц}} + \left(\frac{D'_k}{D_{ц}} \right)^2 \right] + \frac{H_{ц}}{D_{ц}} - \left(\frac{D_{тр}}{D_{ц}} \right)^2 \cdot \frac{1}{D_{ц}} - \frac{h_{тр}}{D_{ц}} \right\}, \quad (1.61)$$

где

$$\frac{1}{D_{ц}} = 2,3 \cdot \frac{D_{тр}}{D_{ц}} \cdot \left(\frac{D_{ц}^2}{h_1 \cdot b} \right)^{1/3} \quad (1.62)$$

$$\frac{D'_k}{D_{ц}} = \frac{D_{ц} - (D_{ц} - D_B) [(h_{тр} + l - H_{ц}) / (H - H_{ц})]}{D_{ц}} \quad (1.63)$$

В формуле (1.63) значение l характеризует наибольшее удаление вихря в нижнюю часть циклона по отношению к выхлопной трубе, а D'_k — диаметр конической части циклона в этой точке (м).

Величина ψ в уравнении (1.60) представляет собой модифицированный инерционный параметр, характеризующий состояние пылегазовой смеси:

$$\psi = \frac{d_u^2 \cdot \rho_u \cdot W_{вх}}{18 \mu_r \cdot D_{ц}} (n+1), \quad (1.64)$$

где $W_{вх}$ — скорость газа на входе в сухую ступень, м/с.

Величина n в уравнениях (1.60) и (1.64) согласно [34, 35], составляет:

$$n = 1 - (1 - 0,0165 \cdot D_{ц}^{0,14}) \cdot \left(\frac{T_r}{283} \right)^{0,3}. \quad (1.65)$$

Здесь T_r — абсолютная температура газов, $^{\circ}\text{K}$.

В работе [36 с.189] приведено описание и результаты исследований двухступенчатого вихревого аппарата (ДВА). Отмечено, что осаждение частиц в мокрой ступени вихревого двухступенчатого аппарата происходит за счет суммарного действия двух механизмов: центробежного, перемещающего частицы к стенкам аппарата и инерционного, способствующего осаждению частиц на каплях орошающей жидкости. В сухой ступени улавливание частиц осуществляется только за счет действия центробежного механизма.

Для вывода уравнения, описывающего центробежное осаждение частиц пыли в сухой ступени ДВА применен метод, предложенный Лайтом и Лифом [32,33,35].

Для сухой ступени ДВА коэффициент C_k рассчитывается по уравнению:

$$C_k = \frac{\pi D_{\Pi}^2}{a \cdot b} \cdot \left\{ \left[1 - \left(\frac{d_{\Pi}}{D_{\Pi}} \right)^2 \right] \cdot \left(\frac{h}{D_{\Pi}} - \frac{h_{\text{ук}}}{D_{\Pi}} \right) + \left[\left(\frac{d_{\text{ук}}}{D_{\Pi}} \right)^2 - \left(\frac{d_{\Pi\text{к}}}{D_{\Pi}} \right)^2 + \left(\frac{d_0}{D_{\Pi}} \right)^2 \right] \times \right. \\ \left. \times \left(\frac{h}{D_{\Pi}} - \frac{h_{\text{ук}}}{D_{\Pi}} \right) - \left(\frac{d_{\Pi}}{D_{\Pi}} \right)^2 + \frac{H_{\Pi}}{D_{\Pi}} \right\} \quad (1.66)$$

Значения конструктивных соотношений в уравнении (1.66) приведены в [36 с.204].

Методы расчета пылеуловителей вихревого действия.

В работах [37-39] приведены результаты исследований гидродинамических закономерностей аппарата с регулярной подвижной насадкой, в котором элементы насадки жестко насажены на струны, закрепленные сверху к крепежной решетке, а нижние концы струн свободно пропускались через отверстия опорно-распределительной решетки. В качестве насадки использованы шары из пористой резины диаметром 40мм и плотностью 650кг/м³. Струны изготовлены из гибкой проволоки и размещены по вершинам равностороннего треугольника на расстоянии друг от друга 100мм. Расстояние между элементами насадки на струне по вертикали 120мм, причем на соседних струнах элементы насадки смещены относительно друг друга на половину шага. По результатам исследований выявлены следующие режимы работы аппарата РПН: пленочной, переходной, развитой турбулентности и интенсивного брызгоуноса. Для расчета гидродинамических и структурных характеристик аппарата с регулярной насадкой предложены методики расчета. В частности, гидравлическое сопротивление определяется по зависимости:

$$\Delta P = \xi_{c.p.} \frac{\rho_z W_z^2}{2S_0^2} + 2\xi_{cm} \left(\frac{W_z}{\varphi} \right)^2 \frac{H_{\delta}}{D_a} + \Delta P_{c.n.} + \left[\varepsilon_0 - \varphi - 4 \left(\frac{d_n}{D_a} \right)^2 n_3 \frac{h_{nl}}{H_{\delta}} \right] \rho_{жс} \cdot g H_{\delta}, \quad (1.67)$$

в которой

$$\Delta P_{c.n.} = 2\xi_n \frac{\rho_z W_z^2 (1 - \varepsilon_0)}{d_n \varepsilon_n^2}. \quad (1.68)$$

Количество удерживаемой жидкости рассчитывается по формуле:

$$F_z = 0,019 \left(\frac{W_z}{W_{жс}} \right)^{0,17} S_0^{0,25}. \quad (1.69)$$

Для расчета высоты газожидкостного слоя дано выражение:

$$H_{\delta} = \frac{h_0}{\varepsilon_0} \left[1 + \frac{K(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0} \right] F_z + 2 \sqrt{\frac{K}{\varepsilon_0} F_z}, \quad (1.70)$$

а для расчета газосодержания:

$$\varphi = \frac{2}{\sqrt{\frac{1}{K\varepsilon_0 F_z} \left[1 + \frac{2K(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0} F_z + 2 \sqrt{\frac{K}{\varepsilon_0} F_z} \right] + 1 + 1}}. \quad (1.71)$$

Для аппаратов с регулярной подвижной пластинчатой насадкой [40] проведены исследования гидродинамических закономерностей и получены расчетные зависимости гидравлического сопротивления:

$$\Delta P = \Delta P_c (1 + f), \quad (1.72)$$

где:

$$\Delta P_c = \xi \theta_{\varepsilon} \frac{\rho_z W_z^2}{2\varepsilon_0^2} \cdot \frac{H}{t_{\varepsilon}}. \quad (1.73)$$

Здесь $\xi = 1,1$ коэффициент сопротивления прямоугольной плоской пластины;

θ_{ε} - параметр, учитывающий влияние расположения элементов насадки на струне определяемый по формуле:

$$\theta_{\varepsilon} = \frac{2\delta \cdot t_{\varepsilon}}{4\delta^2 - 2\delta \cdot t_{\varepsilon} + t_{\varepsilon}^2}. \quad (1.74)$$

Для эжекционного и форсуночного варианта аппарата РПН [41] получены уравнения для расчета гидравлического сопротивления:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{\text{эж}}, \quad (1.75)$$

для эжекционного варианта

$$\Delta P_c = \left(\xi_n + \frac{\xi_n}{\varepsilon_n^2 \cdot \Gamma^2} \cdot \frac{H_n}{t_{\varepsilon}} \right) \cdot \frac{\rho_z W_{zn}^2}{2}, \quad (1.76)$$

для форсуночного варианта

$$\Delta P_c = \left(\xi_p \frac{1}{S_0^2} + \frac{S_n}{\varepsilon_n^2} \cdot \frac{H_n}{t_{\varepsilon}} \right) \cdot \frac{\rho_z W_z^2}{2}, \quad (1.77)$$

Здесь ξ_n, ξ_p, ξ_h - коэффициенты сопротивления газовых патрубков, решеток и насадки, соответственно.

Для коэффициента сопротивления насадки дано выражение:

$$\xi_n = 0,26 \cdot \theta_\theta \cdot \theta_z \cdot \exp\left(0,121 \frac{t_\theta}{\theta}\right), \quad (1.78)$$

где θ_θ, θ_z - коэффициенты характеризующие степень взаимодействия вихрей в вертикальном и горизонтальном направлениях, соответственно.

Сопротивление газожидкостного слоя для эжекционного аппарата уравнение (1.75) определяется по формуле:

$$\Delta P_{жс} = \lambda \frac{\rho_z W_z^2}{2} + \rho_{жс} g [(1 - \varphi_s) \cdot \Delta h + h_{nl}]. \quad (1.79)$$

В работах [13, 36, 42-44] для аппаратов с регулярной подвижной насадкой различной геометрической формы принят единый подход для определения гидравлического сопротивления:

$$\Delta P = \xi \frac{H}{t_\theta} \cdot \frac{\rho_z W_z^2}{2 \varepsilon_0^2}, \quad (1.80)$$

где $\xi_L = K \cdot \theta_{\theta L} \cdot \theta_{pL} (t_\theta / \theta)^{0,65} \exp(-0,177 \cdot t_\theta / \theta)$ - коэффициент сопротивления для пластинчатой насадки при больших плотностях орошения [13];

$\xi_L = 0,1 \cdot \theta_\theta \cdot \theta_p \cdot \text{Re}_{жс}^{0,2}$ - коэффициент сопротивления для пластинчатой насадки при плотностях орошения до $100 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$ [42];

$\xi_c = 0,35 \cdot \theta_\theta \cdot \theta_p \cdot K_\varepsilon^{0,024}$ - коэффициент сопротивления для пластинчатых вибрирующих насадок [36 с.99];

$\xi_c = K_1 \cdot \theta_\theta \cdot \theta_p + \left(\frac{\text{Re}_y}{\text{Re}_z}\right)^{0,5}$ - коэффициент сопротивления для вращающихся пластин круглой и квадратной формы [36 с.99]; $K_1 = 0,1$ - для круглых и $K_1 = 0,075$ для квадратных вращающихся пластин; θ_θ и θ_p - коэффициенты для определения степени взаимодействия вихрей в вертикальном и в радиальном направлениях;

$\xi_L = 0,677 \theta_\theta \theta_p \text{Re}_{жс}^{0,1}$ коэффициент сопротивления для шаровой насадки [43];

$\xi_L = 0,25 \cdot \theta_\theta \cdot \theta_p \cdot \text{Re}_{жс}^{0,1}$ - коэффициент сопротивления для трубчатого пучка регулярной структуры [44].

Во многих аппаратах с регулярной подвижной насадкой [13,36 с.100,45] для расчета количества удерживаемой жидкости (КУЖ) принят энергетический подход, базирующийся на уравнении сохранения энергии газового потока при

одномерном и установившемся движении его в элементарном объеме одной ячейки. В результате получено выражение для определения количества удерживаемой жидкости:

$$h_0 = (h_{nl} + h_k) \cdot \frac{H}{t_g} \quad (1.81)$$

Для плоских пластин [40] пленочная составляющая КУЖ рассчитывается по формуле:

$$h_{nl} = \delta_{nl} v^2 / t_g^2, \quad (1.82)$$

где δ_{nl} – толщина пленки жидкости на поверхности пластин:

$$\delta_{nl} = 0,5 \left(\frac{v \cdot U_{жс}}{\mu \sqrt{g}} \right)^{2/3} \left(\frac{\cos \alpha}{1 + \cos \alpha} \right)^{2/3}, \quad (1.83)$$

Здесь $\mu=0,32$ коэффициент расхода; α - угол наклона. Капельная составляющая КУЖ имеет вид:

$$h_k = B_h \cdot \frac{\xi_L}{g \rho_{жс}} \cdot \frac{\rho_2 W_2^2}{2} \cdot \frac{(2 - \varepsilon_0)(1 - \varepsilon_0^2)}{\varepsilon_0^2}, \quad (1.84)$$

Для пластинчатой вибрирующей и вращающейся насадки, а также в случае использования больших нагрузок по жидкости [13] получены аналогичные выражения.

В работе [6], исходя из аналогии:

$$h_0 = \frac{\Delta P - \Delta P_c}{g \rho_{жс}}, \quad (1.85)$$

получено выражение:

$$h_0 = \frac{\xi_L - \xi_C}{g \rho_{жс}} \cdot \frac{\rho_2 W_2^2}{2 \varepsilon_0^2} \cdot \frac{H}{t_g}, \quad (1.86)$$

где ξ_L и ξ_C коэффициенты сопротивления орошаемого и сухого аппарата, соответственно.

Для трубчатого пучка регулярной структуры [44]:

$$h_0 = 0,54 \cdot \xi_L \cdot \frac{H}{t_g} \cdot \frac{\rho_\Gamma W_\Gamma^2}{2 \cdot \rho_{жс} \cdot g \cdot \varepsilon_0^2} \quad (1.87)$$

Расчет газосодержания слоя во всех исследованных аппаратах с регулярной насадкой определяется по известной балансовой формуле.

$$\varphi = \varepsilon \left(1 - \frac{h_0}{H} \right) \quad (1.88)$$

Для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе для пластинчатой насадки, исходя из диссипативного подхода получено уравнение [45]:

$$\beta_{zs} = 1,6B^{1/4} \left(\frac{h_k W_z}{t_g^2 \cdot d_k} \right)^{1/4} \cdot \frac{H}{1 - \frac{h_k}{t_g}} \cdot \frac{D_z^{1/2}}{v_z^{1/4}}, \quad (1.89)$$

где $B = \frac{\varphi}{1 - \varphi} C_w \cdot \Phi^2 \left(\frac{\theta_g}{\varepsilon_0} \right)^3$ - корректирующий коэффициент.

Средний диаметр капель определялся по уравнению:

$$d_k = B_d \frac{\sigma^{0,9} v_{ж}^{0,3} \varepsilon_0^{0,6}}{\theta_g^{0,4} \rho_{ж}^{0,2} \rho_z^{0,7} v_z^{0,2} g \sigma^{0,3} U_{ж}^{0,3} U_z} \cdot \left(\frac{1 + \cos \alpha}{\cos \alpha} \right)^{0,3}. \quad (1.90)$$

Для аппарата с регулярной подвижной пластинчатой насадкой при больших плотностях орошения получено уравнение для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе [13] в следующем виде:

$$\beta_{zs} = 5,44 \cdot C_k^{1/4} \left(\frac{\varphi}{1 - \varphi} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{h_k}{t_g - h_k} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{H}{t_g} \right)^{1/4} \cdot \frac{U_z^{3/4} D_z^{1/2}}{d_k^{1/4} v_z^{1/4}}, \quad (1.91)$$

где диаметр капель:

$$d_k = B_k \frac{1}{\xi_L^{0,26}} \cdot \frac{\delta_{nl}^{0,6} \rho_{ж}^{0,14} \sigma^{0,4}}{U_z^{0,8} \rho_L^{0,54}}. \quad (1.92)$$

Для аппарата с пластинчатой насадкой при плотностях орошения до $100 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$ [42 с.78] получено уравнение для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе в следующем виде:

$$\beta_{zs} = 73 \frac{\xi_L}{(1 - \varepsilon) \varepsilon_0^{4/5} \Phi^{3/5}} \cdot \frac{W_z^{4/5} \rho_z^{2/5} v_z^{4/3}}{d_k^{3/5} \sigma^{2/3} D_z^{1/3}}, \quad (1.93)$$

где диаметр капель:

$$d_k = 26,8 \left(\frac{\pi \cdot \sigma^{9/5} \rho_{nl}^{6/5} \varepsilon_0^{18/5}}{\xi_L^{6/5} \rho_{ж}^{19/5} \rho_z^{8/15} W_z^{18/5}} \right)^{1/3}. \quad (1.94)$$

При использовании единого диссипативного подхода автором [43] получено уравнение для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_{zs} = B_{\beta_{zs}} \cdot \left[\frac{D_z^2 \cdot C_k \cdot U_z^3 \cdot (h_0 - h_{nl})}{\varphi_{яч} (t_b - h_{nl}) \cdot d_k \cdot v_z} \right]^{1/4}, \quad (1.95)$$

где $B_{\beta_{zs}}$ – коэффициент пропорциональности, определяемый опытным путем, который составил для

пластинчатой насадки $B_{\beta_{zs}} = 7,8 \left(\frac{\varphi}{1 - \varphi} \right)^{1/4}$;

трубчатого пучка с круглыми трубами $B_{\beta_{zs}} = 8,68 \left(\frac{\varphi}{1 - \varphi} \right)^{1/4}$;

шаровой насадки $B_{\beta_{zs}} = 7,97 \left(\frac{\varphi}{1 - \varphi} \right)^{1/4}$.

Для расчета коэффициента массоотдачи в жидкой фазе предложено [13] уравнение:

$$\beta_{жс} = 8,2 \xi_L^{1/4} (1 - \varepsilon_L)^{1/4} \left(\frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \right)^{1/4} \left(\frac{H}{t_6} \right)^{1/4} \cdot \frac{U_z^{3/4} D_{жс}^{1/2}}{(h_k + h_{nl})^{1/4} v_{жс}^{1/4}}, \quad (1.96)$$

Автором [39] получено уравнение для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе:

$$\beta_{жс} = K_k \frac{\rho_z^{0,6} \cdot U^{1,2} D_M^{0,5}}{v_{жс}^{0,12} \rho_{жс}^{0,2} \cdot \sigma^{0,3} d_H^{0,08}} + K_{nl} \frac{U_{жс}^{2/3} g^{0,08} D_M^{0,5}}{v_{жс}^{0,5} d_H^{0,08}}, \quad (1.97)$$

где коэффициент K_k и $K_{nl} = 7,96$ и $7,66$, соответственно. Для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе:

$$Sh_z = A Re_z^{6/8} Sc^{-3/4}, \quad (1.98)$$

Для аппаратов с регулярной вибрирующей, вращающейся пластинчатой круглой и квадратной формы [36 с.151] получены уравнения для определения коэффициента массоотдачи в газовой и жидкой фазах в следующем виде:

$$Sh_z^* = A_z \cdot Re_z^{*3/4} \cdot Sc_z^{1/2}, \quad (1.99)$$

$$Sh_{жс}^* = A_{жс} \cdot Re_{жс}^{*3/4} \cdot Sc_{жс}^{1/2} \cdot K_\rho^{1/4}, \quad (1.100)$$

где $A_{\Gamma} = B_{\Gamma} \left[\frac{\xi_L(1-\varepsilon)t_{\varepsilon}}{\delta_n \cdot \varphi_a} \right]^{1/4}$ - безразмерный параметр, характеризующий взаимодействие вихрей в орошаемом слое регулярной подвижной насадки, при определении коэффициента массоотдачи в газовой фазе; $A_{ж} = B_{ж} \left[\frac{\xi_L(1-\varepsilon_0) \cdot t_{\varepsilon}}{h_k} \right]^{1/4}$ - безразмерный параметр, характеризующий взаимодействие вихрей в газожидкостном слое при определении коэффициента массоотдачи в жидкой фазе.

В литературных источниках имеется мало сведений о применении классических конструкций аппаратов с регулярной подвижной насадкой в процессе пылеулавливания. Эти сведения относятся в основном для случаев, когда пылеулавливание является сопутствующим процессом, при проведении основных процессов массообмена или теплообмена.

Применение регулярной подвижной насадки осуществляется в комбинированных аппаратах, имеющих зону ударного взаимодействия газа с покоящейся жидкостью и контактную зону, где размещена регулярная подвижная насадка. Такие пылеуловители получили название инерционно-турбулентных аппаратов со взвешенной насадкой или регулярной подвижной насадкой (ИТПН) или аппаратов ударно-инерционного действия с регулярной подвижной насадкой (УИД с РПН) [12 с.143].

В ИТПН или УИД с РПН используется механизм ударного взаимодействия газового потока с жидкостью, после чего энергия газа затрачивается на подъем и перемещение насадочных тел (аппараты ВН) или создание вихревой структуры газожидкостного слоя и колебание гирлянд с насадкой (аппараты РПН). Такие аппараты используются в основном в процессе пылеулавливания [12 с.146].

Гидродинамические показатели и параметры пылеулавливания в них определяются отдельно для зоны эжекции (зоны ударного взаимодействия газа и жидкости) и насадочной зоны.

В рамках проводимых нами исследований и обработки опытных данных рассмотрим методику расчета процесса пылеулавливания в аппарате ударно-инерционного действия с регулярной пластинчатой насадкой [36 с.275].

Суммарная эффективность процесса пылеулавливания в аппарате УИД с РПН рассчитывают по формуле:

$$\eta_{\text{общ}} = 1 - (1 - \eta_{Stk}) (1 - \eta_D), \quad (1.101)$$

где η_{Stk} и η_D - эффективность улавливания частиц за счет инерционного и диффузионного осаждения, соответственно.

Эффективность пылеулавливания за счет инерционного механизма рассчитывают по формуле:

$$\eta_{Stk} = 1 - \exp\left(-\frac{3}{2} \cdot \frac{m_y \cdot K_3 \cdot \vartheta_{отн} \cdot t_B}{U_K \cdot d_K}\right), \quad (1.102)$$

где $m_y = \frac{V_{ж}}{V_{г}}$ – величина удельного орошения, м³/м³; $\vartheta_{отн} = |u_{ч} - u_{к}|$ – скорость осаждения частиц на капли, м/с; $u_{к}$ – скорость движения капель, м/с; $d_{к}$ – диаметр капель, м; K_3 – коэффициент захвата.

Коэффициент захвата рассчитывают по уравнению:

$$K_3 = \frac{St_k^2}{(St_k + 0,25)^2} \cdot \left(e^{-5,1 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{d_k}{d_{ч}}} - e^{-4,5 \frac{\ell_k}{d_k}} \right), \quad (1.103)$$

где $St_k = \frac{\rho_{г} \cdot d_{ч}^2 \cdot u_{г}}{18\mu_{г} \cdot d_k}$ – критерий Стокса; $\mu_{г}$ – динамическая вязкость газа, Па·с;

$d_{ч}$ – диаметр частиц, м; $\ell_k = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{г} - \rho_{ж})}}$ – капиллярная постоянная, м;

σ – поверхностное натяжение, Н/м.

Диаметр капель жидкости в насадочной зоне рассчитывают по формуле:

$$d_k = B_k \cdot \xi_L^{1/3} \frac{\rho_{ж}^{1/6} \cdot d_{стр}^{2/3} \cdot \sigma^{1/3} \cdot U_{г}}{U_{стр}^{5/3} \cdot \rho_{г}^{1/2}}, \quad (1.104)$$

здесь $d_{стр}$ – диаметр струи, м; $u_{стр}$ – скорость струи, м.

Эффективность пылеулавливания за счет диффузионного осаждения рассчитывают по формуле:

$$\eta_D = 1 - (1 - \eta') \cdot (1 - \eta''), \quad (1.105)$$

где η' и η'' – эффективность пылеулавливания зоны эжекции и насадочной зоны.

Эффективность пылеулавливания зоны эжекции рассчитывают по формуле:

$$\eta' = B'_k \cdot \left(\frac{W_{п аг} \cdot d_{k1}}{D'_T} \right)^{-1/4}, \quad (1.106)$$

а эффективность пылеулавливания насадочной зоны по формуле:

$$\eta'' = B''_k \cdot \left(\frac{W_{г} \cdot d_k}{D''_T} \right)^{-1/4}. \quad (1.107)$$

Входящие в выражения (1.106) и (1.107) коэффициенты турбулентной

диффузии рассчитывают по уравнениям:

для зоны эжекции:

$$D' = B_1 (\xi_{\text{пар}})^{1/3} \cdot \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{1}{\Delta h} \right)^{1/3} \cdot d_{k_1}^{4/3} \cdot W_{\text{пар}} \cdot Stk; \quad (1.108)$$

для насадочной зоны:

$$D''_T = B_2 (\xi_L)^{1/3} \cdot (1 - \varepsilon_0)^{1/3} \cdot \left(\frac{H}{t_B} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\rho_2}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{1}{h_0} \right)^{1/3} \cdot d_k^{4/3} \cdot u_2 \cdot Stk. \quad (1.109)$$

Диаметр капель, образующихся в зоне эжекции, рассчитывают по формуле:

$$d_{k_1} = B_{k_1} \cdot \frac{\sigma^{3/5} \cdot (1 - \varphi_2)^{2/5} \Delta h^{2/5}}{\rho_{\text{ж}}^{1/5} \cdot \rho_{\Gamma}^{2/5} \cdot W_{\Gamma \text{ II}}^{6/5}}. \quad (1.110)$$

Таким образом, проведен анализ работы аппаратов со взвешенной и регулярной насадкой, а также расчетных уравнений для определения их основных характеристик, таких как гидродинамические показатели, массообмен, теплообмен и пылеулавливание.

1.4 Постановка задач исследований

Для интенсификации процесса пылеулавливания в системах газ-жидкость наиболее эффективными являются ударное и центробежное взаимодействие потоков. В этом случае создается высокоразвитая межфазная поверхность, а на частицы пыли воздействует сила инерции и центробежная сила, значительно превосходящие силу тяжести.

Вихревое движение потоков, создаваемое в аппаратах с регулярной подвижной (регулярно размещенной) насадкой, особенно в режимах одновременного вихреобразования, также приводит к значительной интенсификации процесса пылеулавливания. Кроме того, регулярность размещения насадочных элементов в контактной зоне аппарата позволяет полнее использовать энергию газового потока для создания вихревой структуры с малым гидравлическим сопротивлением.

Сочетание различных механизмов взаимодействия потоков газа и жидкости способствует созданию новых конструкций аппаратов значительно интенсифицирующих проводимые процессы. Так, сочетание ударного и вихревого взаимодействия потоков привело к созданию комбинированного газожидкостного аппарата с автономными контурами орошения [46]. Этот аппарат предназначен для осуществления процессов комплексной очистки многокомпонентных газов.

Использование двух автономных контуров орошения позволяет совместить процессы пылеулавливания и абсорбции или же пылеулавливания и теплообмена. При этом в каждом контуре орошения может быть использована идентичная жидкость, а также различная в верхней и нижней ступенях контакта. Это дает возможность получения либо высококонцентрированных растворов, либо проведения избирательных процессов по абсорбции нужных компонентов.

Нами для отдельного проведения процессов пылеулавливания и абсорбции разработана конструкция аппарата циклонно-вихревого действия [9], также имеющего автономные ступени контакта. В нижней ступени контакта используется центробежный механизм улавливания пыли в отсутствие орошения жидкостью, а в верхней ступени контакта осуществляется доулавливание пыли и процесс абсорбции с использованием закономерностей вихревого взаимодействия газа и жидкости.

Для проведения всесторонних исследований и создания научно обоснованных методов расчета аппарата циклонно-вихревого действия необходимо выполнение следующих задач:

- экспериментальное исследование гидродинамических характеристик циклонной ступени аппарата и получение расчетных зависимостей гидравлического сопротивления;
- изучение закономерностей взаимодействия газовой и жидкой фаз в насадочной зоне аппарата циклонно-вихревого действия для установления режимов работы;
- экспериментальное исследование гидродинамических характеристик вихревой ступени контакта и энергетических затрат аппарата и получение расчетных зависимостей гидравлического сопротивления, количества удерживаемой жидкости и газосодержания слоя;
- получение расчетных зависимостей для определения толщины пленки на поверхности пластинчатых насадочных элементов, диаметра струй и среднего диаметра капель;
- экспериментальное исследование процесса пылеулавливания в циклонной ступени аппарата при изменении режимных параметров;
- экспериментальное исследование процесса пылеулавливания в вихревой ступени аппарата при изменении режимных параметров;
- определение времени осаждения и предельного размера осаждаемых дисперсных частиц в аппарате циклонного типа;
- разработка математической модели центробежного и инерционного осаждения частиц в циклонной ступени аппарата;
- разработка математического описания турбулентного и диффузионного осаждения частиц в насадочной зоне аппарата;
- экспериментальное исследование процесса массоотдачи в газовой фазе в вихревой ступени аппарата при изменении режимных параметров;

- разработка научно-обоснованной инженерной методики расчета аппарата циклонно-вихревого действия и рекомендаций по проектированию и эксплуатации;
- проверка полученных результатов в опытно-промышленных условиях и внедрение в промышленности.

2 ГИДРОДИНАМИКА АППАРАТА ЦИКЛОННО-ВИХРЕВОГО ДЕЙСТВИЯ

2.1 Описание экспериментальной установки и методик исследования гидродинамических характеристик аппарата

На рисунке 2.1 приведена схема экспериментальной установки для исследования гидродинамических характеристик и параметров пылеулавливания с аппаратом циклонно-вихревого действия [9].

Поток воздуха поступает в нижнюю ступень циклонно-вихревого аппарата через патрубок 6, установленный тангенциально и под углом к корпусу 5. Возникающая при этом центробежная сила воздействует на твердые частицы пыли, прижимая их к внутренней стенке аппарата. Под действием силы тяжести твердые частицы пыли сползают в коническое днище 7 нижней ступени контакта и выводятся из аппарата через «мигалку» и нижний патрубок 8 в емкость для сбора пыли 18.

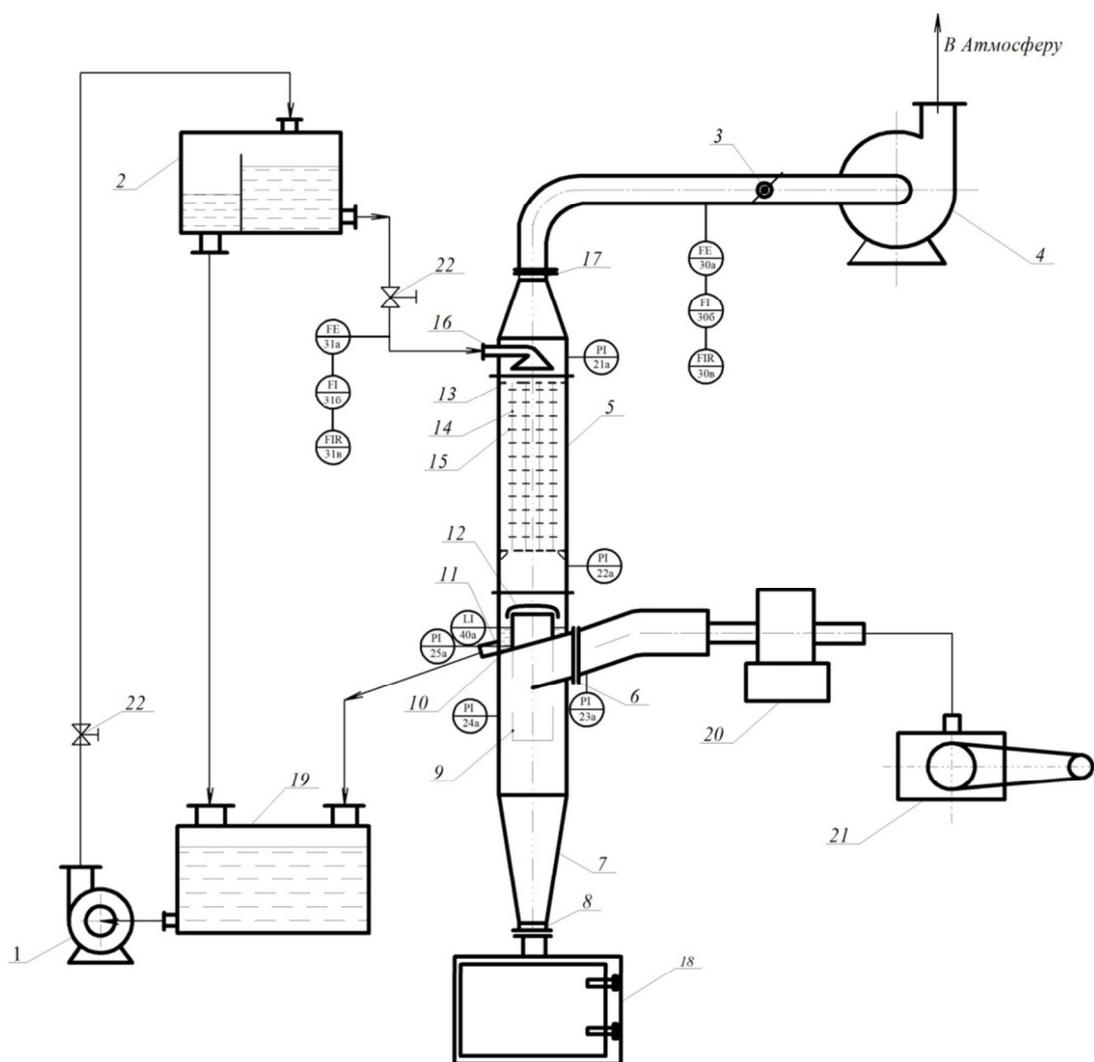
Очищенный от пыли газовый поток через нижний срез центральной трубы 9 поступает в верхнюю ступень контакта. При входе в нее центральная труба снабжена колпаком 12 для исключения попадания стекающей орошающей жидкости.

Нижняя и верхняя ступени контакта разделены наклонной перегородкой 10, вследствие чего работа их происходит автономно.

Работа верхней ступени контакта осуществляется в противоточном режиме. Движение газа происходит снизу вверх, а орошающей жидкости сверху вниз. Жидкость из циркуляционной емкости 19 насосом 1 подается в напорную емкость 2, откуда она через ороситель 16, расположенный над рабочей зоной поступает в зону контакта. Расход воды регулируется вентилем 22 по показаниям ротаметра. После взаимодействия с газовым потоком жидкость через штуцер 11 в нижней части верхней ступени контакта стекает в циркуляционную емкость 19, а газ через верхний патрубок 17 аппарата отсасывается по газоходу вентилятором 4 и выбрасывается в атмосферу. Расход воздушного потока регулируется шибером 3 по показаниям стандартной диафрагмы с дифманометром.

В контактной зоне верхней ступени на струнах 14 натянутых между опорно-распределительными решетками 13, с определенным шагом закреплены насадочные элементы 15, представляющие собой пластины 40x40x1 мм.

Для распыления порошков в подводящем газоходу использовали пылеподатчик ЛИОТ 20 в комплекте с компрессором 21. Пылеподатчик ЛИОТ обладает высокой дезинтеграцией частиц и возможностью регулирования производительностью в зависимости от расхода газа [47,48].



1 – насос; 2 – напорная емкость; 3 – шибер; 4 – вентилятор; 5 – аппарат циклонно-вихревого действия; 6 – патрубок для подвода газа; 7 – коническое днище; 8 – пылевыпускной патрубок с «мигалкой»; 9 – центральная труба; 10 – наклонная перегородка; 11 – штуцер для слива жидкости; 12 – колпак; 13 – опорно-распределительная решетка; 14 – струны; 15 – насадочные элементы; 16 – ороситель; 17 – патрубок для выхода газа; 18 - емкость для сбора пыли; 19 – циркуляционная емкость; 20 – пылеподатчик; 21 – компрессор; 22 - вентиль.

Рисунок 2.1 – Схема экспериментальной установки с аппаратом циклонно-вихревого действия

Диапазон изменения режимных параметров:

- скорость газа $W_r = 1 \div 5$ м/с в вихревой ступени, что соответствует скорости газа на входе в циклонную ступень $W_{вх} = 4,575 \div 22,875$ м/с;
- плотность орошения $L = 25 \div 100$ м³/м²·ч.

Методики исследования.

Гидравлическое сопротивление измерялось дифференциальным манометром и контролировалось наклонным микроманометром.

Количество удерживаемой насадкой жидкости измерялось методом «отсечки» при одновременном закрытии шиберов на газовом тракте и вентиля на линии подачи воды и с последующим измерением объема стекающей жидкости мерной емкостью.

Газосодержание определялось расчетным путем, как отношение объема жидкости удерживаемой насадкой в контактной зоне аппарата к объему контактной зоны.

2.2 Конструктивные соотношения аппарата циклонно-вихревого действия

Основой для создания конструкции аппарата циклонно-вихревого действия явились рекомендации по изготовлению циклонов преимущественно конструкции НИИОГАЗ [11,31, 49-51], а также результаты исследований и рекомендации по проектированию аппаратов с регулярной подвижной насадкой [12,36,40,43,52], ИТПН [12 с.41], УИД с РПН [36,53], аппарата с ударно-вихревым взаимодействием потоков [6,36,53], комбинированного газожидкостного аппарата с автономными контурами орошения [8].

На рисунке 2.2 приведена конструкция аппарата циклонно-вихревого действия с основными конструктивными параметрами и ниже приведены конструктивные соотношения.

На основе проведенного анализа был определен диаметр аппарата $D = 400$ мм, тогда конструктивные соотношения аппарата циклонно-вихревого действия составили.

Для циклонной ступени:

- внутренний диаметр выхлопной трубы $d = 0,59D$;
- внутренний диаметр пылевыпускного отверстия $d_1 = 0,4D$;
- ширина входного патрубка в циклонной части (внутренний размер) $b = 0,2D$;
- ширина входного патрубка на входе (внутренний размер) $b_1 = 0,26D$;
- длина входного патрубка $l = 0,6D$;
- высота установки фланца $h_{фл} = 0,1D$;
- угол наклона крышки и входного патрубка $\alpha = 15^\circ$;
- высота входного патрубка (внутренний размер) $a = 0,66D$;
- высота выхлопной трубы $h_r = 1,74D$;
- высота цилиндрической части $H_{ц} = 2,26D$;
- высота конуса $H_k = 2D$;
- высота внешней части выхлопной трубы $h_b = 0,3D$;
- общая высота циклонной части аппарата $H_{ц,ч} = 4,56D$.

Для вихревой ступени:

- шаг между насадочными элементами по вертикали $t_v/b = 2$;
- шаг между насадочными элементами по горизонтали $t_p/b = 2$;
- размер насадочных элементов (пластин) $b \times b \times \delta = 40 \times 40 \times 1$ мм;
- высота насадочной зоны $H_{н.з.} = 2,5D$.

Общая высота аппарата $H_{ап} = 9,75D$.

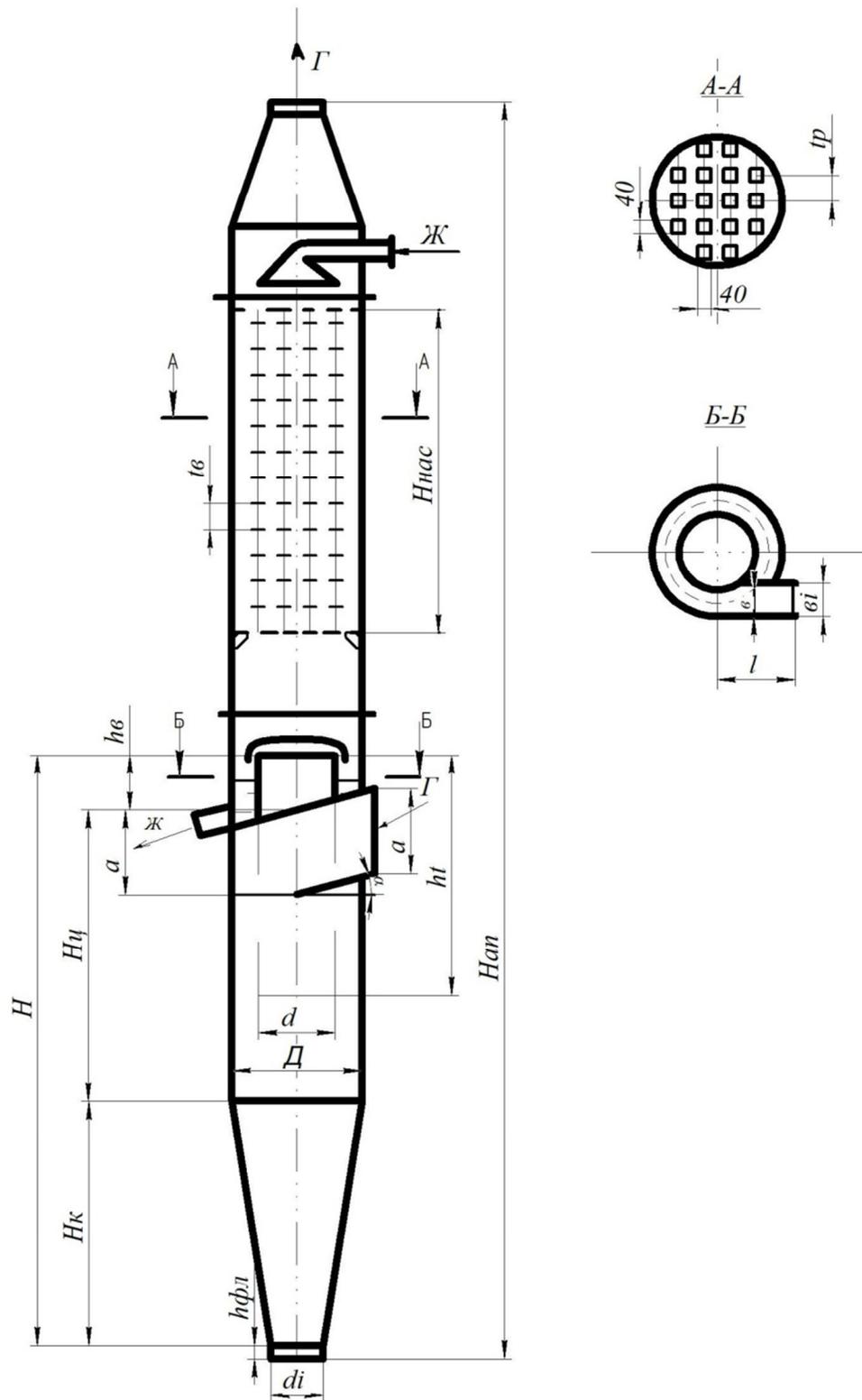


Рисунок 2.2 – Конструкция аппарата циклонно-вихревого действия

На рисунке 2.3 представлена фотография аппарата циклонно-вихревого действия и его составных частей.



Рисунок 2.3 - Аппарат циклонно-вихревого действия и его составные части

2.3 Влияние режимных параметров на гидродинамические характеристики циклонной ступени аппарата

Основной гидродинамической характеристикой циклонной ступени аппарата является гидравлическое сопротивление. Точки отбора давления были расположены на входном газовом патрубке, на корпусе цилиндрической части, на корпусе центральной трубы (см. рисунок 2.1). По разнице давлений с помощью чашечного манометра нами определялось гидравлическое сопротивление входного участка $\Delta P_{вх}$, гидравлическое сопротивление кольцевой зоны $\Delta P_{кольц}$, гидравлическое сопротивление выходного участка $\Delta P_{вых}$ и гидравлическое сопротивление циклонной ступени $\Delta P_{ц}$ [54].

На рисунке 2.4 представлен график зависимости гидравлического сопротивления всех составляющих циклонной ступени.

Как видно из графика гидравлическое сопротивление циклонной ступени и всех ее составляющих растет. Это очевидно, так как рост гидравлического сопротивления при увеличении скорости газа обусловлен ростом динамического напора и потерями, связанными с изменением направления движения газа и потерями на трение.

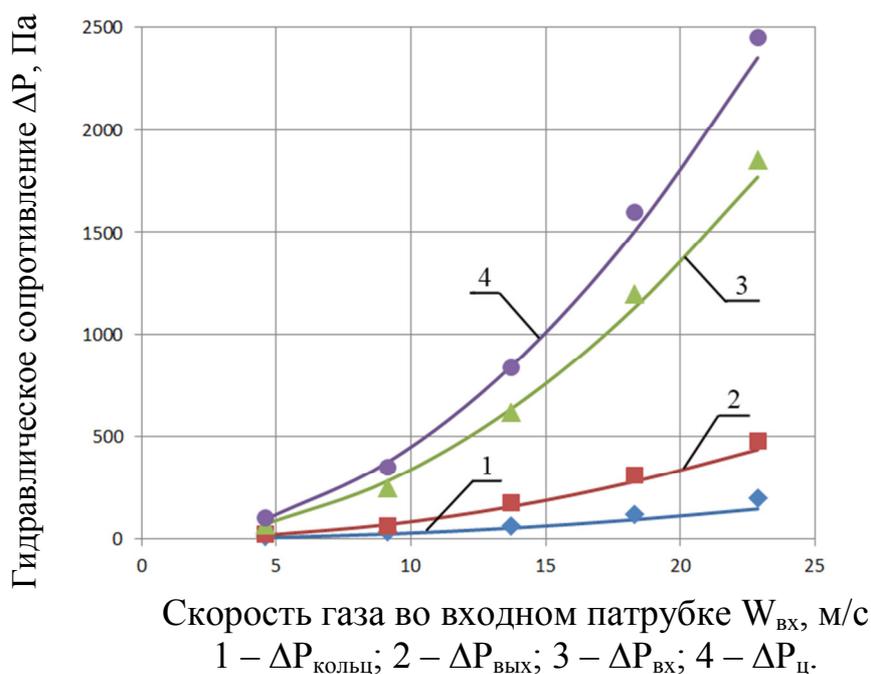


Рисунок 2.4 - Гидравлическое сопротивление составляющих циклонной ступени в зависимости от скорости газа во входном патрубке

На рисунке 2.5 представлены результаты вычислений гидравлического сопротивления циклона по уравнениям, представленным различными авторами [55].

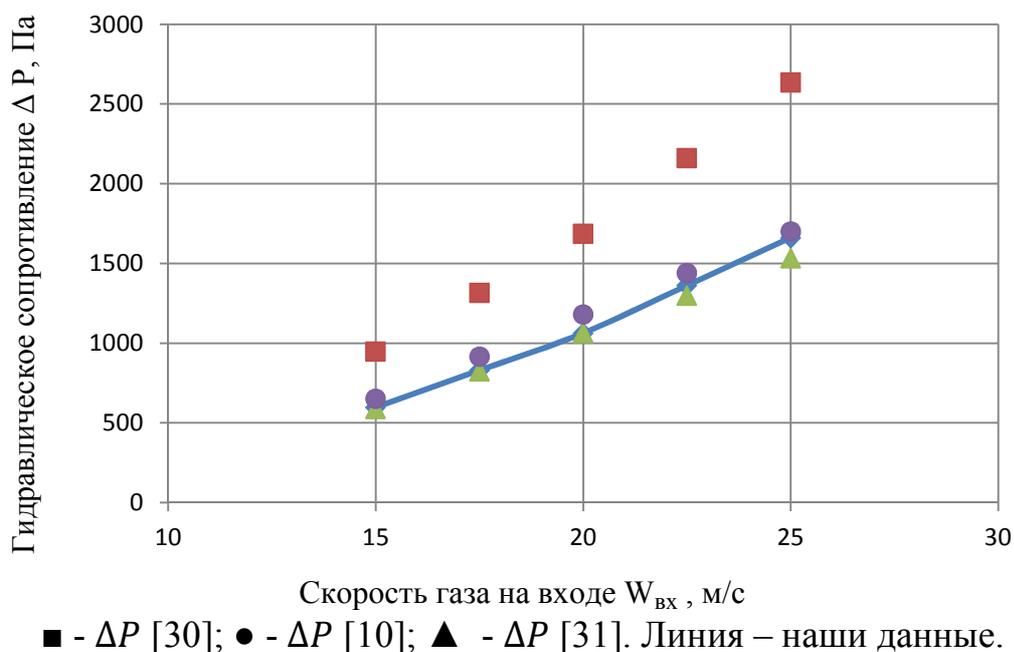


Рисунок 2.5 – Гидравлическое сопротивление циклона ΔP в зависимости от скорости газового потока на входе $W_{вх}$.

Как видно из рисунка, гидравлическое сопротивление циклона в зависимости от скорости газового потока на входе в аппарат растет. Это очевидно, так как с увеличением скорости растут затраты на преодоление местных сопротивлений и создание закрученного потока. Расчеты по уравнениям, предложенным в работе [30] несколько завышены.

2.4 Влияние режимных и конструктивных параметров на гидродинамические характеристики вихревой ступени контакта и энергетические затраты аппарата

Результаты многочисленных экспериментальных исследований [13-15, 56-59], обобщенные в монографии [12], свидетельствуют о том, что такие конструктивные параметры, как форма насадочных элементов, расстояния (или безразмерный шаг) между элементами насадки в вертикальном и радиальном направлениях оказывают большое влияние на гидродинамические характеристики, параметры теплообмена и пылеулавливания исследуемых аппаратов.

В работах [13-15, 36, 57] рассмотрены механизмы взаимодействия вихрей в слое шаровой насадки, призматических насадочных элементов и пластин, расположенных в вертикальном направлении. Как было отмечено ранее, за сферическими телами образуются тороидальные вихри и срыв их происходит симметрично. За пластинами, призматическими телами с круглым, квадратным, треугольным и т.д. сечением осуществляется несимметричный срыв вихрей. В отличие от образующейся за сферой дорожки вихрей, обладающей периодом движения, след за пластинами и призматическими телами имеет еще и полупериод. В результате этого насадочные элементы,

расположенные с шагом в половину меньше, чем при симметричном срыве, будут формировать вихри одновременно.

Возможно достижение такого расположения элементов насадки в вертикальном направлении, когда моменты подхода вихрей, образованных за нижерасположенными элементами и моменты завершения образования вихрей за вышерасположенными насадочными элементами совпадают (режим одновременного вихреобразования или синфазный режим). Достижение синфазного режима приводит к росту энергозатрат, так как повышенное потребление энергии в этом режиме связано с одновременным срывом вихрей за цепочкой элементов, обуславливающее максимальное воспроизводство вихрей и вытекающую из этого максимальную потребность энергии [36 с.46]. И, при этом, суммарная мощность вихрей способствует проведению большей работы по дроблению орошающей жидкости, в результате чего растет межфазная поверхность и значительно интенсифицируются проводимые процессы. Явление синфазного взаимодействия вихрей является основой научного открытия академика О.С. Балабекова [4].

Для сферических насадочных элементов синфазный режим достигается при $t_b = 4,7b$; призматических насадочных элементов квадратного, X-образного поперечного сечения при $t_b = 3b$ и $6b$, круглого поперечного сечения и пластин при $t_b = 2b$ и $4b$ и т.д.

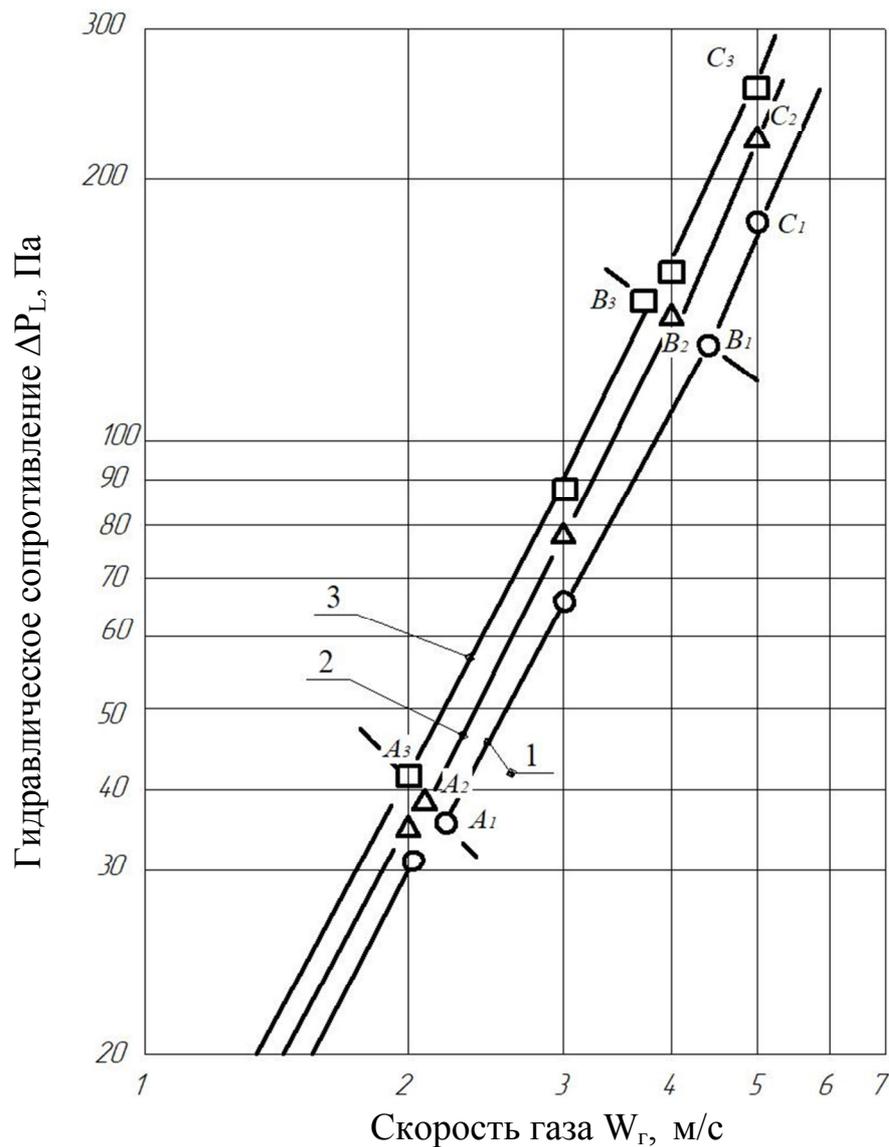
Важность учета влияния шага расположения обтекаемых твердых тел рядом поперек обтекаемому потоку отмечено в работах [14, 36 с.59, 60]. В работе [5] определено некоторое критическое расстояние между твердыми телами, превышение которого приводит к образованию вихрей с частотой, зависящей от характерного размера обтекаемых тел. Расположение твердых тел на расстоянии менее критического приводит к тому, что частоту срыва вихрей определяет не размер обтекаемых тел, а величина зазора, образованного соседними в поперечном направлении элементами. Чем меньше зазор, тем больше частота образования и срыва вихрей. Рост числа образованных вихрей при малых величинах зазора приводит к значительному потреблению энергии потока.

В связи с этим было установлено следующее [5]. При расстояниях между насадочными элементами меньше критического ($t_p < 2b$) частоту образования вихрей в зазоре определяет величина зазора. Когда шаг между элементами превышает критическое значение ($t_p > 2b$) частоту образования вихрей определяет характерный размер элементов в миделевом сечении. Для большинства обтекаемых насадочных элементов и крупнодырчатых провальных тарелок значение критического шага составляет $t_p = 2b$.

В связи с вышеизложенным, для проведения исследований циклонно-вихревого аппарата были приняты шаги расположения пластинчатых насадочных элементов в вертикальном направлении $t_b = 2b$, в радиальном направлении $t_p = 2b$.

В работах [13,15,65,57], посвященных изучению аппаратов с регулярной подвижной насадкой различной формы (пластинчатой, призматической,

шаровой и т.д.), а также аппаратов с комбинированной регулярно-взвешенной насадкой [61] указывается на наличие четырех режимов работы в диапазоне скоростей газа 1-5 м/с и плотностей орошения 10-100 м³/м²ч. Анализ экспериментальных данных гидравлического сопротивления ΔP_L насадочной зоны циклонно-вихревого аппарата в зависимости от скорости газа W_G (рисунок 2.6) при различных плотностях орошения, а также визуальные наблюдения и фотосъемка показывают, что для нее характерны три гидродинамических режима: пленочно-капельный, капельный и брызгоуноса. [54].



Условия опытов: $t_b=2b$; $t_p=2b$; $b \times b \times \delta=40 \times 40 \times 1$ мм
 1,2,3 - ΔP_L при $L=25, 50$ и 75 м³/м²ч, соответственно

Рисунок 2.6 – Зависимость гидравлического сопротивления насадочной зоны аппарата от скорости газа

При скорости газа от 1 до 2,5 м/с его движение не нарушает характера течения жидкости. Поступающая через ороситель жидкость дробится на капли, которые оседают на пластинчатых элементах и стекают с пластин и по струнам в виде пленки, а в межнасадочном пространстве в виде крупных капель и струй. По характеру движения жидкости этот режим назван пленочно-капельным. Взаимодействие газа и жидкости происходит на поверхности пленок, а также на поверхности крупных капель и струй.

Гидравлическое сопротивление обусловлено потерей напора газового потока на трение при прохождении через орошаемый слой пластинчатых элементов. Окончание пленочно-капельного режима характеризуется переломами в точках A_1 , A_2 и A_3 .

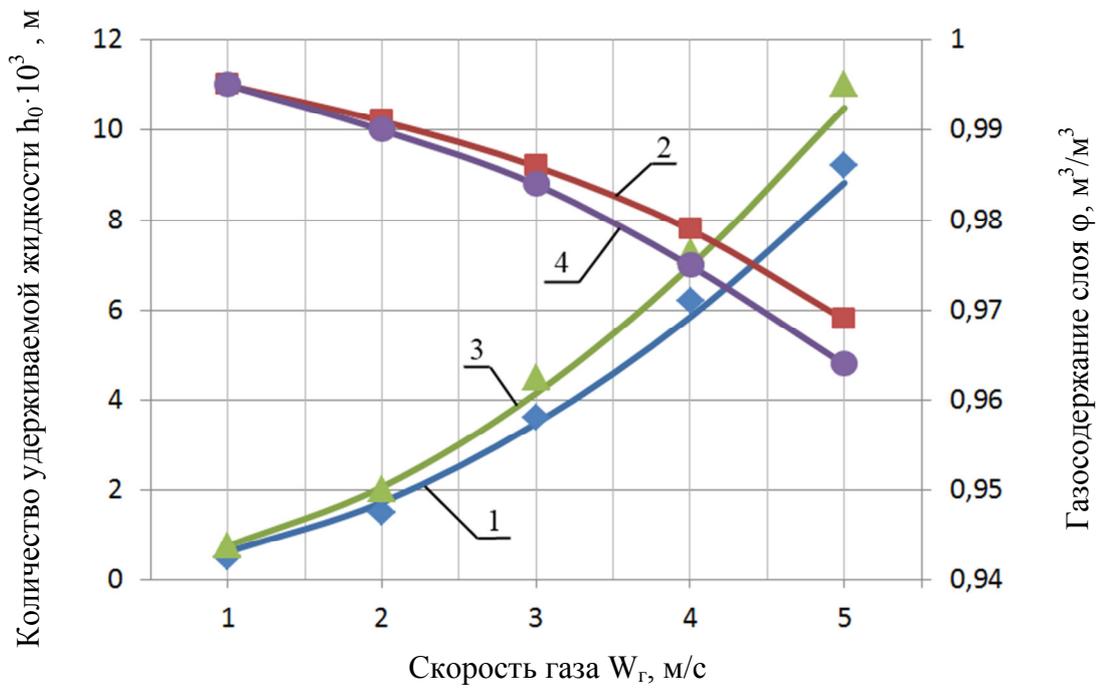
Увеличение скорости газа от 2,5 до 4 м/с приводит к наступлению капельного режима. В этом режиме кинетическая энергия газового потока достаточна для нарушения пленочного течения жидкости и образования на ее поверхности волн. Скорость течения жидкости замедляется, увеличивается толщина пленки на поверхности пластин. Волны способствуют формированию струй, которые дробятся на капли.

Наибольшей стабилизации работа аппаратов достигает при 4,0 м/с. Улучшается однородность распределения потоков по поперечному сечению аппарата, растет турбулентность газожидкостного потока за счет интенсификации процесса образования и срыва вихрей за обтекаемыми телами.

Переломы в точках $B_1...B_3$ на кривых $\Delta P_L = f(W_T)$ обозначают верхнюю границу существования капельного режима. Увеличение плотности орошения сдвигает конец капельного режима в сторону меньших скоростей газа.

Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к еще большему росту его кинетической энергии. Жидкость в капельном виде увлекается газом и выносится за пределы рабочей зоны. Появление капель жидкости над рабочей зоной аппарата свидетельствует о наступлении следующего режима - режима брызгоуноса. Этот режим наступает при скорости газового потока свыше 4,0 м/с. На кривых $\Delta P_L = f(W_T)$ режим брызгоуноса изображен участками B_1C_1 , B_2C_2 , B_3C_3 , где гидравлическое сопротивление резко возрастает.

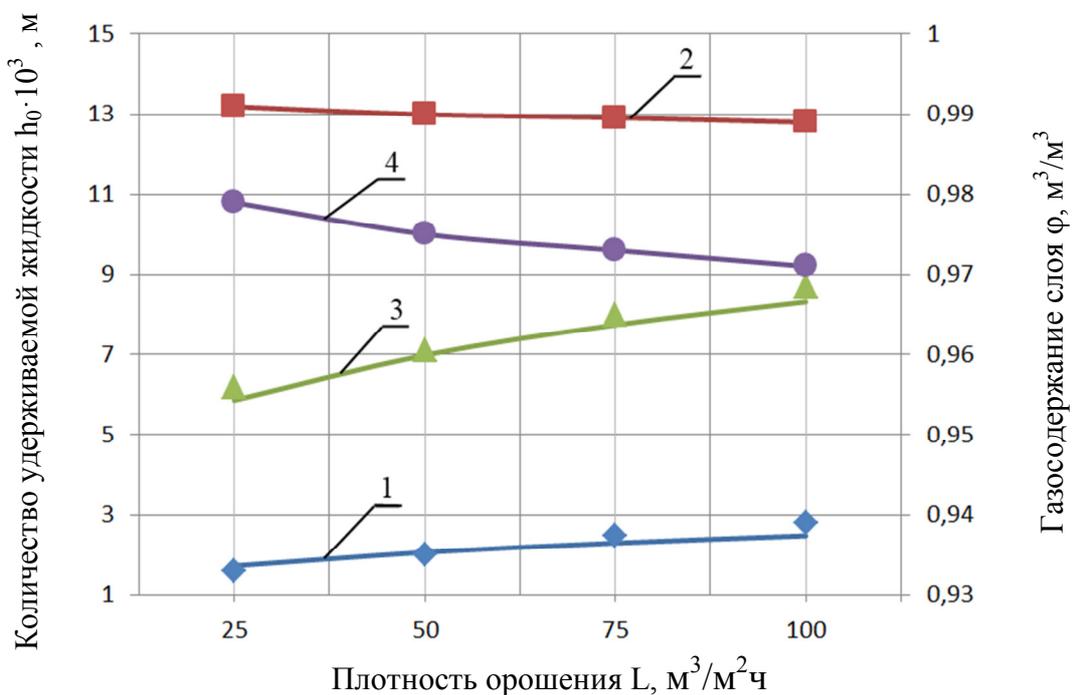
Результаты исследований количества удерживающей жидкости h_0 и газосодержания слоя φ в зависимости от скорости газа и плотности орошения представлены на рисунках 2.7 и 2.8 [54].



Условия опытов: см. рисунок 2.6.

1 и 3 - h_0 при $L=25$ и $50 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$; 2 и 4 - ϕ при $L=25$ и $50 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$

Рисунок 2.7 – Зависимость количества удерживающей жидкости h_0 и газосодержания слоя ϕ от скорости газа



Условия опытов: см. рисунок 2.6.

1 и 3 - h_0 при $w_{\Gamma} = 2$ и 4 м/с ; 2 и 4 - ϕ при $w_{\Gamma} = 2$ и 4 м/с

Рисунок 2.8 – Зависимость количества удерживающей жидкости h_0 и газосодержания слоя ϕ от плотности орошения

Как видно из рисунка 2.7 с увеличением скорости газового потока количество удерживаемой жидкости растет. Известно, что при увеличении скорости газа растет динамический напор, а это способствует удержанию большего количества жидкости в объеме насадки.

Расчетные данные по газосодержанию слоя (рисунок 2.7) показывают, что с увеличением скорости газа значения этих показателей снижаются. Это связано с увеличением количества задерживаемой жидкости при неизменном объеме контактной зоны.

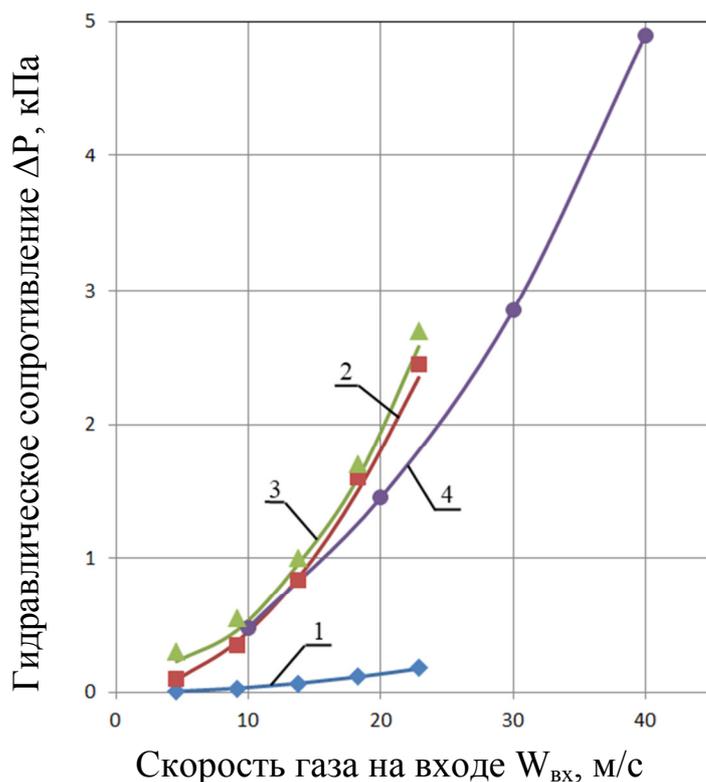
На графике зависимости количества удерживаемой жидкости и газосодержания слоя от плотности орошения (рисунок 2.8) видно, что увеличение плотности орошения способствует росту количества удерживаемой жидкости, тогда как расчетные значения газосодержания несколько снижаются. Это очевидно, так как растет приток дополнительного объема жидкости и увеличивается время ее задержки, а это способствует снижению газосодержания.

На рисунке 2.9 приведены обобщенные результаты исследования гидравлического сопротивления циклонной и вихревой ступеней аппарата, общего сопротивления аппарата циклонно-вихревого действия, а также кривая гидравлического сопротивления комбинированного аппарата инерционно-турбулентного действия (КАИТ) с автономными контурами орошения [8 с.98].

Как видно из рисунка 2.9 гидравлическое сопротивление циклонной и вихревой ступеней аппарата, а также общее сопротивление аппарата циклонно-вихревого действия от скорости газа растут.

При анализе экспериментальных данных ступеней контакта было отмечено, что рост гидравлического сопротивления с увеличением скорости газа обусловлен возрастанием динамического напора, увеличением затрат энергии на преодоление местных сопротивлений и на трение.

На графике (рисунок 2.9) приведена также кривая гидравлического сопротивления комбинированного аппарата инерционно-турбулентного действия (КАИТ) с автономными контурами орошения [8 с.98]. Выбор для сравнительного анализа аппарата КАИТ обусловлен тем, что данные аппараты могут быть применены в процессах пылеулавливания и абсорбции, а также из их конструктивной аналогии. Аппарат циклонно-вихревого действия и аппарат КАИТ имеют две ступени контакта, разделенные перегородкой, что обеспечивает автономность их работы. Верхние ступени контакта представляют собой насадочные зоны с регулярной подвижной насадкой. Отличием является то, что в аппарате КАИТ нижняя ступень контакта обеспечивает ударно-инерционный механизм улавливания пыли, тогда как в аппарате циклонно-вихревого действия реализуется центробежный механизм улавливания пыли.



Условия опытов: см. рисунок 2.6.

1 - ΔP_L при $L=25 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$; 2 - ΔP_{ψ} ; 3 - ΔP_{an} ; 4 - ΔP_n (КАИТ [8 с.98]).

Рисунок 2.9 – Зависимость гидравлического сопротивления циклонной и вихревой ступеней аппарата, общего сопротивления аппарата циклонно-вихревого действия и зоны пылеулавливания аппарата КАИТ от скорости газа во входном патрубке

Для сопоставительного анализа взяты результаты гидравлического сопротивления, полученные при рекомендованных значениях режимных и конструктивных параметрах [8 с.85]:

насадочная зона

- скорость газа в зоне абсорбции $W_{з.а}=1-2 \text{ м/с}$;

- плотность орошения $L=20\div 50 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$;

- конструктивные параметры насадки: высота контактной зоны $H_n=1-2 \text{ м}$; расположение пластин – шахматное; шаг по вертикали $t_v/b=2$; шаг по горизонтали $t_p/b=2$; $b=0,05 \text{ м}$.

зона ударно-инерционного взаимодействия потоков

- скорость газа в патрубке $W_{пат}=30-35 \text{ м/с}$;

- диаметр патрубка $D_{пат}=0,2 \text{ м}$.

В работе [8 с.97] приведена методика расчета гидравлического сопротивления КАИТ с уравнениями для определения сопротивления зон пылеулавливания, разделительной тарелки и зоны абсорбции. Вместе с тем, экспериментальные данные гидравлического сопротивления представлены только для зоны пылеулавливания. Можно предположить, что гидравлическое

сопротивление аппарата в целом будет еще значительнее.

Анализ кривых (рисунок 2.9) показывает, что при скоростях газового потока во входном патрубке от 10 до 25 м/с значения гидравлического сопротивления аппаратов циклонно-вихревого действия и КАИТ сопоставимы с некоторым превышением для аппарата циклонно-вихревого действия. Однако, в рекомендуемом диапазоне скоростей газа в патрубке для КАИТ 30-35 м/с гидравлическое сопротивление, а, следовательно, и энергетические затраты КАИТ значительно превосходят данные, полученные для аппарата циклонно-вихревого действия.

2.5 Расчет гидродинамических характеристик аппарата

Параметрами, характеризующими гидродинамику аппарата циклонно-вихревого действия являются гидравлическое сопротивление (циклонной и насадочной зоны), количество жидкости, удерживаемое в насадочной зоне и газосодержание, а также структурные составляющие жидкой фазы (толщина пленки на поверхности пластин, диаметр струй и капель орошающей жидкости)[54].

Гидравлическое сопротивление циклонно-вихревого аппарата определим, исходя из аддитивности сопротивлений зоны действия центробежной силы и насадочной зоны [62]:

$$\Delta P_{an} = \Delta P_{\omega} + \Delta P_L, \quad (2.1)$$

где ΔP_{ω} - гидравлическое сопротивление зоны действия центробежной силы, Па; ΔP_L - гидравлическое сопротивление насадочной зоны, Па.

2.5.1 Расчет гидравлического сопротивления циклонной ступени

Гидравлическое сопротивление циклонной ступени определяется по уравнению [55]:

$$\Delta P_{\omega} = \Delta P_{вх} + \Delta P_{кольц} + \Delta P_{вых}, \quad (2.2)$$

где $\Delta P_{вх}$ - гидравлическое сопротивление входного участка, Па;

$\Delta P_{кольц}$ - гидравлическое сопротивление кольцевой зоны, Па;

$\Delta P_{вых}$ - гидравлическое сопротивление выходного участка, Па.

Гидравлическое сопротивление входного участка:

$$\Delta P_{вх} = \xi_{вх} \cdot \frac{\rho_{г} \cdot w_{вх}^2}{2}, \quad (2.3)$$

где $\xi_{вх} = 3,32$ – коэффициент сопротивления при входе газа; $w_{вх}$ – скорость газа на входе, м/с.

Гидравлическое сопротивление кольцевой зоны:

$$\Delta P_{\text{КОЛЬЦ}} = \xi_{\text{КОЛЬЦ}} \cdot \frac{\rho_{\text{Г}} \cdot W_{\text{КОЛЬЦ}}^2}{2}, \quad (2.4)$$

где $\xi_{\text{КОЛЬЦ}} = 4,1$ – коэффициент сопротивления при прохождении кольцевого зазора; $W_{\text{КОЛЬЦ}}$ – скорость газа в кольцевом зазоре, м/с.

Гидравлическое сопротивление выходного участка:

$$\Delta P_{\text{ВЫХ}} = \xi_{\text{ВЫХ}} \cdot \frac{\rho_{\text{Г}} \cdot W_{\text{ВЫХ}}^2}{2}, \quad (2.5)$$

где $\xi_{\text{ВЫХ}} = 5,7$ – коэффициент сопротивления при выходе газа; $W_{\text{ВЫХ}}$ – скорость газа на выходе, м/с.

2.5.2 Расчет гидродинамических характеристик вихревой ступени

Гидравлическое сопротивление насадочной зоны определим по формуле, используемой для расчета аппаратов с регулярной подвижной насадкой [12 с.85, 36, 43,63]:

$$\Delta P_L = \xi_L \frac{H}{t_b} \cdot \frac{\rho_{\text{Г}} \cdot W_{\text{Г}}^2}{2\varepsilon_0^2}. \quad (2.6)$$

Здесь H - высота насадочной зоны, м;

ε_0 - порозность насадки:

$$\varepsilon_0 = 1 - \left(\frac{b}{t_p} \right)^2. \quad (2.7)$$

Коэффициент сопротивления орошаемой насадки ξ_L учитывает степень взаимодействия вихрей в вертикальном и радиальном направлениях, потери давления на трение газа о поверхность жидкости [12 с.85]. Обработкой опытных данных получено выражение для определения ξ_L :

$$\xi_L = 0,7 \cdot \theta_b \cdot \theta_p \cdot \frac{\text{Re}_{\text{ж}}^{0,25}}{\text{Re}_{\text{Г}}^{0,1}}, \quad (2.8)$$

где θ_b - коэффициент, характеризующий степень взаимодействия вихрей в вертикальном направлении [12 с.63]; θ_p - коэффициент, характеризующий степень взаимодействия вихрей в радиальном направлении [12 с.65]; $\text{Re}_{\text{ж}}$ и $\text{Re}_{\text{Г}}$ – числа Рейнольдса по газу и жидкости.

Число Рейнольдса по газовой фазе, которое определяется по формуле:

$$\text{Re}_{\text{Г}} = \frac{W_{\text{Г}} \cdot d_{\text{ЭКВ}}}{\nu_{\text{Г}}}. \quad (2.9)$$

здесь $d_{\text{ЭКВ}}$ - эквивалентный диаметр насадки, м.

Число Рейнольдса $Re_{\text{ж}}$ по жидкости определим по формуле:

$$Re_{\text{ж}} = \frac{U_{\text{ж}} \cdot d_{\text{ЭКВ}}}{\nu_{\text{ж}}}, \quad (2.10)$$

где $U_{\text{ж}} = L/3600$ - скорость жидкости, м/с.

Согласно [7 с.328], эквивалентный диаметр насадки определяется как эквивалентный диаметр каналов, по которым движется газ:

$$d_{\text{ЭКВ}} = \frac{4\varepsilon}{a_{\text{н}}}, \quad (2.11)$$

где $a_{\text{н}}$ - удельная поверхность насадки в 1 м^3 аппарата.

Объемную порозность пластинчатой насадки определим по формуле:

$$\varepsilon = 1 - \frac{b^2 \cdot \delta_{\text{н}}}{t_{\text{в}} \cdot t_{\text{п}}^2}. \quad (2.12)$$

Удельная поверхность пластинчатой насадки рассчитывается по формуле:

$$a_{\text{н}} = \frac{2\varepsilon(\varepsilon + 2\delta)}{t_{\text{п}}^2 \cdot t_{\text{в}}}. \quad (2.13)$$

С учетом (142) и (143) уравнение (141) примет вид:

$$d_{\text{ЭКВ}} = \frac{2(t_{\text{в}} \cdot t_{\text{п}}^2 - b^2 \cdot \delta_{\text{н}})}{b^2 + 2b \cdot \delta_{\text{н}}}. \quad (2.14)$$

В ряду основных параметров, характеризующих структуру потоков в аппаратах находится удерживающая способность насадки и газосодержание [7 с.333]. Зная количество жидкости, удерживаемой насадкой и газосодержание слоя, можно оценить время пребывания жидкости в рабочей зоне и долю вклада капельной и пленочной составляющих в формировании гидродинамической обстановки.

Для вывода расчетных зависимостей количества удерживаемой жидкости (КУЖ) h_0 и газосодержание слоя φ используем подход, описанный в работах [13, 40, 57].

Предполагая равномерное распределение жидкости в объеме насадки, можно записать уравнение для расчета количества удерживаемой жидкости в следующем виде [40,64]:

$$h_0 = (h_{пл} + h_k) \cdot \frac{H}{t_b}, \quad (2.15)$$

где $h_{пл}$ - условная высота жидкости, находящаяся в виде пленки на насадочных элементах одного ряда и отнесенная к поперечному сечению колонны, м; h_k - капельная составляющая КУЖ в ряду элементов насадки, образованным выше - и ниже расположенными насадочными элементами, м.

Пленочную составляющую КУЖ можно определить по следующей зависимости:

$$h_{пл} = \frac{\delta_{пл} \cdot b^2}{t_p^2}. \quad (2.16)$$

Для определения капельной составляющей КУЖ примем, что изменение плотности среды, силы межфазного взаимодействия газа со стенкой аппарата, насадки с жидкостью пренебрежительно малы и отсутствуют фазовые превращения. Тогда уравнение сохранения энергии [65] газового потока при одномерном и установившемся движении его в элементарном объеме одной ячейки имеет вид:

$$\varphi_{яч} \cdot \rho_{г} \cdot U_{г} \cdot \frac{d}{dz} \left(J + \xi_L \frac{U_{г}^2}{2} \right) = -F_{гж} \cdot U_{гж} - \varphi_{яч} \rho_{г} \cdot g \cdot U_{г} - \varphi_{яч} \mathcal{E}_в, \quad (2.17)$$

в котором $\varphi_{яч}$ - газосодержание слоя в ячейке (за вычетом пленочной части жидкости), м³/м³; J -энтальпия газового потока, кДж/Кмоль; $F_{гж}$ - сила взаимодействия газовой фазы с жидкой, Н; $U_{гж}$ - относительная скорость газа и жидкости, м/с; $\mathcal{E}_в$ - энергия диссипации вихрей, Вт/кг, образующихся при обтекании пластин в единице элементарного объема канала $dV_{г}$ с длиной dZ определим по формуле:

$$\mathcal{E}_в = \frac{dN_в}{dV_{г}}, \quad (2.18)$$

где $N_в = F_{с.н.} \cdot U_{г}$ - мощность вихрей, Вт; $V_{г} = t_p^2 \cdot dz$ - объем канала, м³; $F_{с.н.}$ - сила сопротивления насадки, определяемая по уравнению:

$$F_{с.н.} = \xi_L \cdot S_H \cdot \frac{\rho_{г} U_{г}^2}{2}. \quad (2.19)$$

Здесь S_H - площадь насадочного элемента (миделево сечение), м².

Сила взаимодействия газовой фазы с жидкой определим по формуле:

$$F_{гж} = \varphi_{яч} \rho_{ж} (1 - \varphi_{яч}) g. \quad (2.20)$$

Подставляя уравнения (2.18), (2.19) и (2.20) в формулу (2.17) и разделяя переменные, получим:

$$\rho_{\Gamma} d \left(J + \xi_L \cdot \frac{U_{\Gamma}^2}{2} \right) + \xi_L \cdot S_{\text{H}} \frac{\rho_{\Gamma} \cdot U_{\Gamma}^2}{2} = -g \rho_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{яч}}) dZ. \quad (2.21)$$

Проинтегрируем выражение (2.21). При принятых допущениях $J_1=J_2$. Тогда имеем:

$$\rho_{\Gamma} \frac{\xi_L}{2} (U_{\Gamma 1}^2 - U_{\Gamma 2}^2) + \xi_L \cdot S_{\text{H}} \frac{\rho_{\Gamma}}{2} (U_{\Gamma 1}^2 - U_{\Gamma 2}^2) = g \rho_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{я}}) t_b \quad (2.22)$$

В полученном выражении $U_{\Gamma 1} = \frac{W_{\Gamma}}{\varepsilon_0}$; $U_{\Gamma 2} = W_{\Gamma}$ и $(1 - \varphi_{\text{яч}}) t_b = h_k$. Подставляя данные зависимости в выражение (2.22), получим:

$$h_k = B_h \xi_L \frac{\rho_{\Gamma} W_{\Gamma}^2}{2g \rho_{\text{ж}}} \cdot \frac{(2 - \varepsilon_0)(1 - \varepsilon_0^2)}{\varepsilon_0^2} \quad (2.23)$$

Уравнение (2.23), а также уравнение (2.16) использовались для расчета составляющих h_k и $h_{\text{пл}}$ КУЖ, а также для определения h_0 (2.15). Опытный коэффициент в уравнении (2.23) $B_h=0,88$.

Сопоставление данных, полученных по уравнению (2.15) с экспериментальными показало, что погрешность КУЖ не превышает $\pm 15\%$.

Газосодержание слоя определено как отношение объема, занятого находящимся газом V_{Γ} , к общему объему слоя $V_{\text{сл}}$:

$$\varphi = \frac{V_{\Gamma}}{V_{\text{сл}}} = \frac{V_{\text{сл}} - V_{\text{ж}} - V_{\text{H}}}{V_{\text{сл}}} \quad (2.24)$$

Подставляя значения объемов газожидкостного слоя $V_{\text{сл}} = H S_{\text{ап}}$, жидкости, находящейся в рабочей зоне $V_{\text{ж}} = h_0 \cdot S_{\text{ап}}$, насадки $V_{\text{H}} = V_{\text{н.э.}} \cdot n_{\text{э}}$ и производя некоторые преобразования, получим уравнение для расчета газосодержания слоя:

$$\varphi = \varepsilon - \frac{h_0}{H} \quad (2.25)$$

2.5.3 Расчет структурных составляющих жидкой фазы

Как было отмечено выше, структурными составляющими жидкой фазы насадочной зоны аппарата являются толщина пленки жидкости, диаметры струй и капель. Из множества существующих методик определения указанных характеристик наиболее предпочтительными являются бесконтактные методы измерений и визуализации. Кроме качественной картины течений, они позволяют получить и количественные данные.

Исследованию толщины пленки жидкости, диаметров струй и капель в насадочном слое, где в качестве насадочных элементов использовались пластины, цилиндры, шары и др. посвящено большое количество работ [13, 15, 44]. Эти исследования проведены с использованием метода "лазерного ножа", нашедшего широкое применение для исследования однофазных и многофазных течений. Указанный метод особенно ценен возможностью определения мгновенных значений скорости и размеров дисперсной фазы в заданном сечении исследуемого объекта.

Нами для обработки данных собственных исследований, полученных в результате статистической обработки фотографий, использовалась накопленная база данных, а для получения расчетных уравнений структурных составляющих жидкой фазы для пластинчатой насадки [66] применены известные подходы.

Толщина пленки. Исходным соотношением для определения толщины пленки является балансовое уравнение, определяющее равенство количества поступающей на элементы жидкости и стекающей с кромок пластин пленки жидкости со средней скоростью $\bar{U}_{пл}$:

$$S_n \cdot U_{ж} = \delta_{пл} \cdot \Pi \cdot \bar{U}_{пл}, \quad (2.26)$$

где $S_n = b^2$ - площадь поверхности пластины, м²;

$\Pi = 4b$ - периметр пластины, м.

Используя соотношения для касательных напряжений на границах газ-жидкость и твердое тело-жидкость, и оценки Н.Н.Кулова [67] по длине волн на поверхности пленок получено уравнение для расчета толщины пленки жидкости на поверхности пластинчатого насадочного элемента:

$$\delta_{пл} = \left(\frac{r_r \cdot U_{ж} \cdot \nu_{ж}}{g} \right)^{1/3} \quad (2.27)$$

Здесь $r_r = b/4$ - гидравлический радиус, м.

Диаметр струй жидкости. Пленка жидкости стекает с насадочных элементов в виде струек, распадающихся на капли. Известно, что при истечении жидкости в виде струи на ее поверхности возникают волны, распространяющиеся вдоль струи. Причем распад вызывается волнами, которые имеют наиболее быстро нарастающую во времени амплитуду.

Принимая, что происходят осесимметричные колебания, это справедливо при числе Вебера $We_{стр} \ll 1$ [68]. Для этого случая квадрат инкремента колебаний имеет вид:

$$Z_{0i}^2 = m^2 \cdot We_{стр} - m^3, \quad (2.28)$$

в котором m - безразмерное волновое число:

$$m = r_{\text{стр}} \cdot \frac{2\pi}{\lambda}, \quad (2.29)$$

здесь $r_{\text{стр}}$ - радиус струи;
 λ - длина волны.

Согласно [68], при $We_{\text{стр}} \rightarrow 0$ $Z_{0i}^2 \rightarrow 0$. Тогда из (2.28) имеем:

$$m = We_{\text{стр}} = \frac{U_{\text{стр}}^2 \cdot r_{\text{стр}} \cdot \rho_{\Gamma}}{\sigma}, \quad (2.30)$$

где $U_{\text{стр}}$ - скорость струи жидкости, м/с;

Из условий (2.29) и (2.30) определим длину волны:

$$\lambda = \frac{2\pi\sigma}{U_{\text{стр}}^2 \cdot \rho_{\Gamma}}. \quad (2.31)$$

Вместе с тем, согласно [69] длина нераспавшейся струи при осесимметричной деформации:

$$L_C = 8,46 \cdot U_{\text{стр}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} \cdot r_{\text{стр}}^3}{\sigma}}. \quad (2.32)$$

При числе Вебера $We_{\text{стр}} \ll 1$ можно принять $L_C \approx \lambda$, тогда из (2.31) и (2.32) получают:

$$U_{\text{стр}} = 1,28 \frac{\sigma^{1/2}}{\rho_{\Gamma}^{1/3} \cdot \rho_{\text{ж}}^{1/6} \cdot d_{\text{стр}}^{1/2}}. \quad (2.33)$$

Используя диссипативный подход при передаче энергии вихрей, образованными за насадочными элементами, массе жидкости и условие равновесия сил поверхностного натяжения и динамического напора:

$$\sigma \cdot \pi \cdot d_{\text{стр}} \cdot \ell_{\text{стр}} = m_{\text{стр}} \frac{(\bar{U}')^2}{2}. \quad (2.34)$$

получаем уравнение для расчета диаметра струй:

$$d_{\text{стр}} = \frac{1,5}{\xi_L^{2/5}} \cdot \frac{\sigma^{3/5} \cdot \delta_{\text{пл}}^{2/5}}{\rho_{\text{ж}}^{1/5} \cdot \rho_{\Gamma}^{2/5} \cdot U_{\Gamma}^{6/5}}. \quad (2.35)$$

Диаметр капель. Для определения диаметра капель принимают следующие допущения: образование капель происходит при дроблении струек под действием вихрей, возникающих при обтекании насадочных элементов,

вдали от пристенных слоев сплошной среды; капли в момент формирования имеют сферическую форму с однородным поверхностным натяжением; скорости дробления и коалесценции капель одинаковы, что справедливо при последовательном и многократном дроблении образующихся струек [70].

Диаметр капель, образующихся при распаде струй жидкости, определяют из условия равновесия сил, действующих на каплю:

$$\sigma \cdot S_k = m_{\text{стр}} \frac{(\bar{U}')^2}{2}. \quad (2.36)$$

где в левой части - силы поверхностного натяжения, а в правой динамический напор, действующий изнутри на поверхность раздела, обусловленный изменением пульсационных скоростей на расстоянии λ .

Площадь сечения капли S_k рассчитывают по уравнению:

$$S_k = \frac{\pi d_k^2}{4}. \quad (2.37)$$

Массу струи с длиной λ , определяют по формуле:

$$m_{\text{стр}} = \frac{\pi d_{\text{стр}}^2}{4} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot \lambda. \quad (2.38)$$

Среднюю пульсационную скорость можно выразить согласно закона "двух-третей" следующим образом:

$$\bar{U}' = \mathfrak{E}^{1/3} \cdot \ell^{1/3} = \mathfrak{E}^{1/3} \cdot d_k^{1/3}, \quad (2.39)$$

где ℓ - масштаб пульсаций, соизмеримый с диаметром капли, т.е. $\ell = d_k$.

Энергию диссипации вихрей \mathfrak{E} , образующихся при обтекании струй жидкости, определяют как:

$$\mathfrak{E} = \frac{N_{\text{в}}}{V_{\text{стр}} \cdot \rho_{\text{ж}}}, \quad (2.40)$$

где $N_{\text{в}}$ - мощность вихрей, образующихся при обтекании струй жидкости:

$$N_{\text{в}} = \xi_L \cdot d_{\text{стр}} \cdot \lambda \cdot \rho_{\text{ж}} \frac{U_{\text{г}}^3}{2}. \quad (2.41)$$

Объем струй жидкости с диаметром $d_{\text{стр}}$ и длиной λ , определяют по формуле:

$$V_{\text{стр}} = \frac{\pi d_{\text{стр}}^2}{4} \cdot \lambda. \quad (2.42)$$

Подставляя выражения (2.37), (2.38) и (2.39) с учетом (2.40), (2.41), (2.42) в уравнение (2.36) и решая относительно d_k , получим:

$$d_k = 1,54 \cdot \xi_L^{1/3} \frac{\rho_{\text{ж}}^{1/6} \cdot d_{\text{стр}}^{2/3} \cdot \sigma^{1/3} \cdot U_{\text{г}}}{U_{\text{стр}}^{5/3} \cdot \rho_{\text{г}}^{1/2}} \quad (2.43)$$

Выражения $\delta_{\text{пл}}$, $U_{\text{стр}}$, $d_{\text{стр}}$ и d_k , полученные для насадочной зоны аппарата циклонно-вихревого действия учитывают особенности режимных и конструктивных параметров аппарата, а также физические свойства взаимодействующих потоков.

3 ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЕ В АППАРАТЕ ЦИКЛОННО-ВИХРЕВОГО ДЕЙСТВИЯ

3.1 Методика экспериментального исследования процесса пылеулавливания

Для проведения исследований процесса пылеулавливания использовалась экспериментальная установка, схема которой приведена на рисунке 2.1.

При определении **общей эффективности процесса пылеулавливания** использовали метод внутренней фильтрации. Для заполнения аллонжей применяли стекловату. Расход газа через аллонжи устанавливали исходя из условия изокINETического отбора. Для измерения дисперсного состава пыли в потоке газа вместо аллонжей использовали семиступенчатый импактор со сдвоенными ступенями [71,72].

В качестве стандартной пыли применяли пылевидный кварц КП-3, дополнительно размолотый на вибромельнице ВНИИМСМ типа М-10.

Во всех экспериментах концентрация пыли на входе в аппарат поддерживалась около 2г/м^3 .

Для определения дисперсности пылей использовали два метода. Контроль помола стандартной и натуральных пылей проводили методом седиментационного анализа на приборе с подъемной пипеткой [73,74]. Дисперсный состав пылей в потоке газа до и после аппарата определяли с помощью малогабаритного семиступенчатого импактора со сдвоенными ступенями.

Определение общей эффективности пылеулавливания. В проводимых экспериментах использовали метод внутренней фильтрации с аллонжами [36 с.182].

Запыленность потока (г/нм^3) определяли по уравнению

$$Z = \frac{q}{g_0 \cdot \tau}, \quad (3.1)$$

где q – привес пыли в аллонже, г; g_0 – объемная скорость газа при отборе, приведенная к нормальным условиям, $\text{нм}^3/\text{с}$; τ – продолжительность отбора, с.

В опытах со стандартной пылью, начальную запыленность потока газа определяли по формуле:

$$Z_H = \frac{m}{g_r \cdot \tau_{он}}, \quad (3.2)$$

в которой m – масса пыли, распыленной пылеподатчиком за опыт, г; g_r – объемный расход газа через аппарат, $\text{нм}^3/\text{с}$; $\tau_{он}$ – продолжительность опыта, с.

Поскольку при проведении исследований количество воздуха, поступающего в аппарат и вышедшего из него, практически не изменялось, то общую эффективность очистки $\eta_{\text{общ}}$ (%) рассчитывали по уравнению:

$$\eta_{\text{общ}} = \frac{Z_H - Z_K}{Z_H} \cdot 100 \quad (3.3)$$

Здесь Z_H и Z_K – начальная и конечная запыленность газового потока, соответственно, г/нм³.

Определение фракционной эффективности пылеулавливания. Для замера дисперсного состава пыли на входе и выходе пылеуловителя применяли схему, в которой использовался импактор.

Для построения кривой дисперсного состава относительную долю частиц (%), осевших на первой ступени рассчитывали по формуле:

$$f_{1,1} = \frac{q_{1,1}}{q_{1,1} + q_{1,2} + q_{2,1} + q_{2,2} + q_{3,1} + q_{3,2} + \dots q_{\text{тм}}} \cdot 100, \quad (3.4)$$

где $q_{1,1}, q_{1,2}, \dots$ – привес соответствующих ступеней импактора, кг; q_{ϕ} – привес фильтра, кг.

Тогда для частиц, осевших на первой и второй ступени импактора составит:

$$f_{1,1,2} = \frac{q_{1,1} + q_{1,2}}{q_{1,1} + q_{1,2} + q_{2,1} + q_{2,2} + q_{3,1} + q_{3,2} + \dots q_{\text{тм}}} \cdot 100 \quad (3.5)$$

Коэффициент фракционной очистки η_{ϕ} (%) определяли по уравнению:

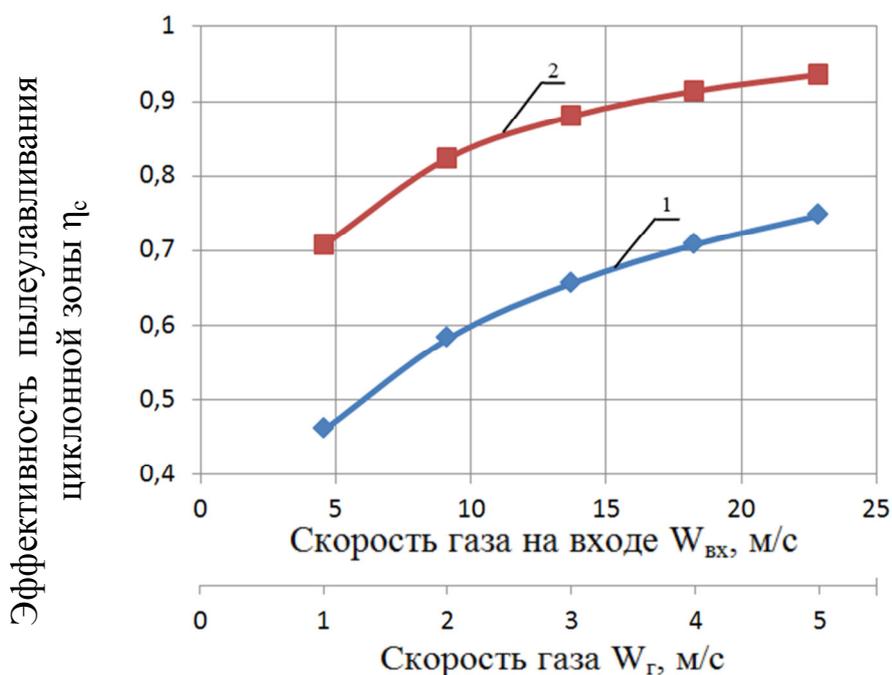
$$\eta_{\phi} = \frac{\Phi'_i - \Phi''_i(1 - \eta_{\text{общ}})}{\Phi'_i} \quad (3.6)$$

где Φ'_i , Φ''_i – содержание i -фракции на входе и выходе из аппарата, %.

3.2 Влияние режимных и конструктивных параметров на эффективность пылеулавливания в циклонной и вихревой ступенях аппарата

3.2.1 Эффективность пылеулавливания в циклонной ступени аппарата

Результаты исследования эффективности пылеулавливания η_c циклонной зоны от скорости газа на входе в аппарат $W_{\text{вх}}$ и от диаметра частиц d_c представлены на рисунках 3.1 и 3.2.

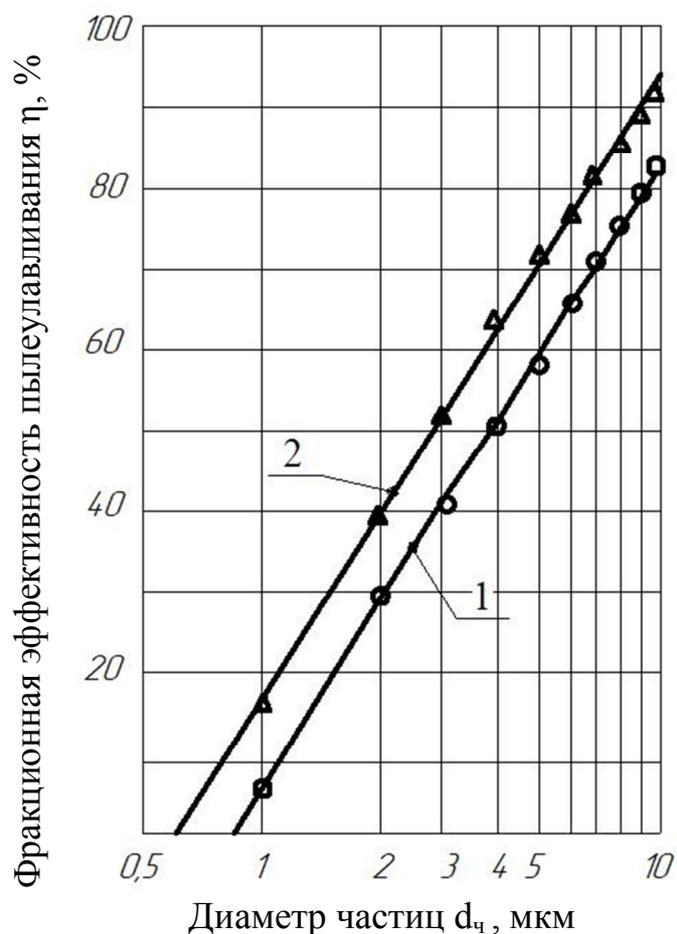


Условия опытов: конструктивные соотношения см. раздел 2.
 1 и 2 – η_c при $d_{ч} = 5$ и 10 мкм, соответственно.

Рисунок 3.1 – Зависимость эффективности пылеулавливания циклонной зоны η_c от скорости газа на входе $W_{вх}$

Как видно из рисунка 3.1 увеличение расхода газового потока приводит к росту эффективности пылеулавливания. В аппаратах циклонного типа наиболее эффективной силой, воздействующей на взвешенные твердые частицы, является центробежная сила, величина которой в значительной степени обуславливается скоростью газового потока. При увеличении расхода газа, а, следовательно, и его скорости, центробежная сила растет, и эффективность улавливания частиц увеличивается.

С увеличением размеров твердых частиц эффективность устройства растет. Это объясняется ростом сил инерции для частиц разных размеров, но одинаковой плотности.



Условия опытов: см. рисунок 3.1.

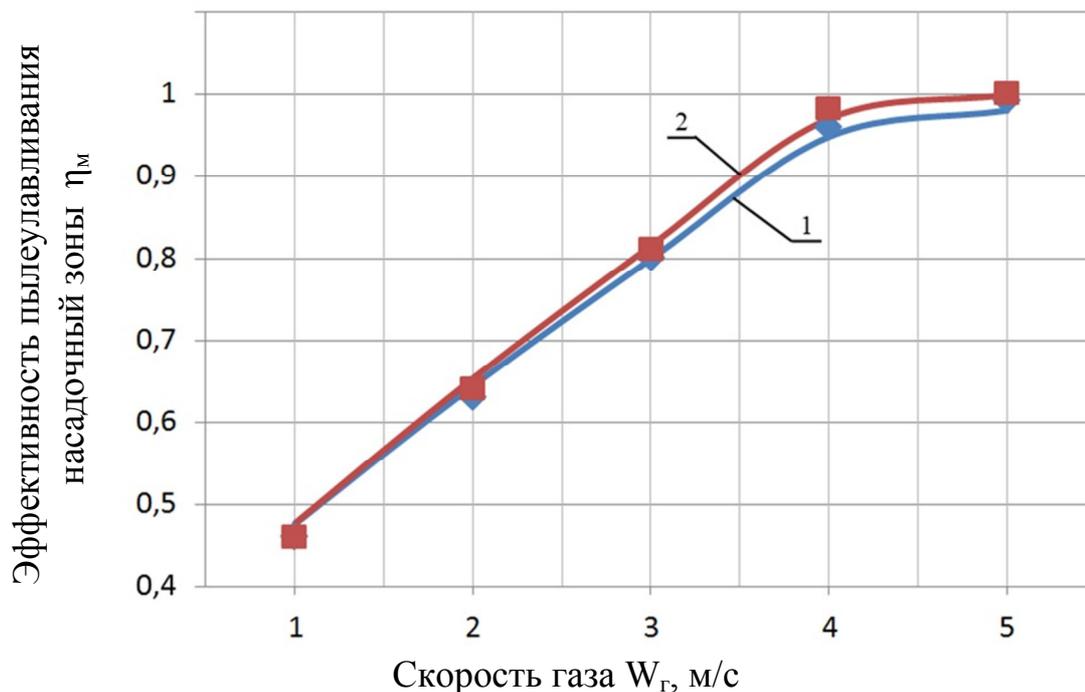
1 – η_c при $W_{вх}=9,15$ и $18,3$ м/с, соответственно

Рисунок 3.2 – Зависимость фракционной эффективности пылеулавливания циклонной зоны η_c от диаметра частиц $d_{ч}$

Фракционная эффективность циклонной зоны аппарата с увеличением диаметра улавливаемых частиц возрастает (рисунок 3.2). Это связано с тем, что поскольку инерционная сила пропорциональна массе, то мелкие частицы с малой массой улавливаются хуже, чем крупные частицы с большей массой. С увеличением количества подаваемого газа и, соответственно, увеличением скорости газа на входе в аппарат фракционная эффективность растет. Это объясняется ростом центробежной и инерционной сил воздействующих на частицы пыли.

3.2.2 Эффективность пылеулавливания вихревой ступени и общей эффективности аппарата циклонно-вихревого действия

Результаты исследований эффективности пылеулавливания насадочной зоны аппарата циклонно-вихревого действия в зависимости от скорости газового потока и плотности орошения представлены на рисунках 3.3 и 3.4 [75].



Условия опытов: $t_b = 2b$; $t_p = 2b$; $b \times b \times \delta = 40 \times 40 \times 1$ мм; $d_q = 5$ мкм.
 1 и 2 – η_m при $L = 25$ и 50 м³/м²ч, соответственно.

Рисунок 3.3 – Зависимость эффективности пылеулавливания насадочной зоны η_m от скорости газа W_g

С увеличением скорости газового потока (рисунок 3.3) эффективность пылеулавливания возрастает и достигает максимальных значений в капельном режиме, после чего дальнейшее увеличение скорости газа приводит к уносу жидкости из аппарата и эффективность процесса несколько снижается.

Высокие значения степени пылеулавливания обусловлены вихревым дроблением жидкости в насадочной зоне аппарата. Поскольку частота срыва вихрей с элементов насадки и, соответственно, интенсивность и частота пульсаций увеличиваются пропорционально скорости газа, то при неизменных параметрах насадки это приводит к интенсификации процесса срыва пленки жидкости и последующего ее дробления на более мелкие капли. При этом, естественно, увеличивается поверхность контакта фаз, а, в конечном счете, и эффективность пылеулавливания.

С увеличением плотности орошения (рисунок 3.4) рост эффективности пылеулавливания происходит пропорционально количеству подаваемой в насадочную зону жидкости. При этом количество удерживаемой насадкой жидкости возрастает, увеличивается общее число дробимых капель, что способствует росту межфазной поверхности и степени пылеулавливания.

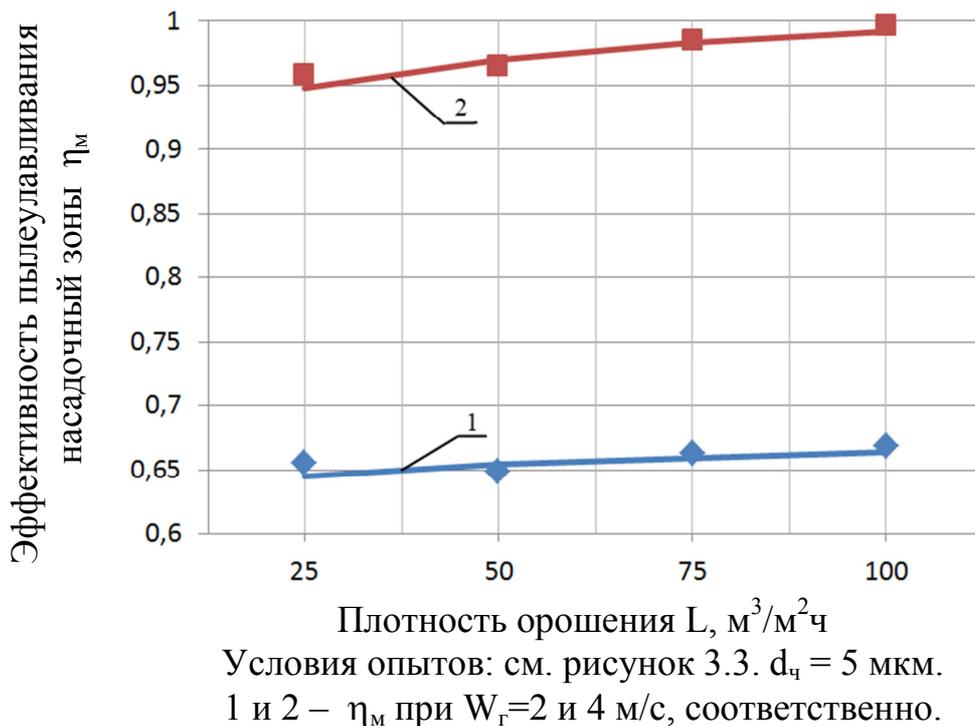


Рисунок 3.4 – Зависимость эффективности пылеулавливания насадочной зоны η_M от плотности орошения L

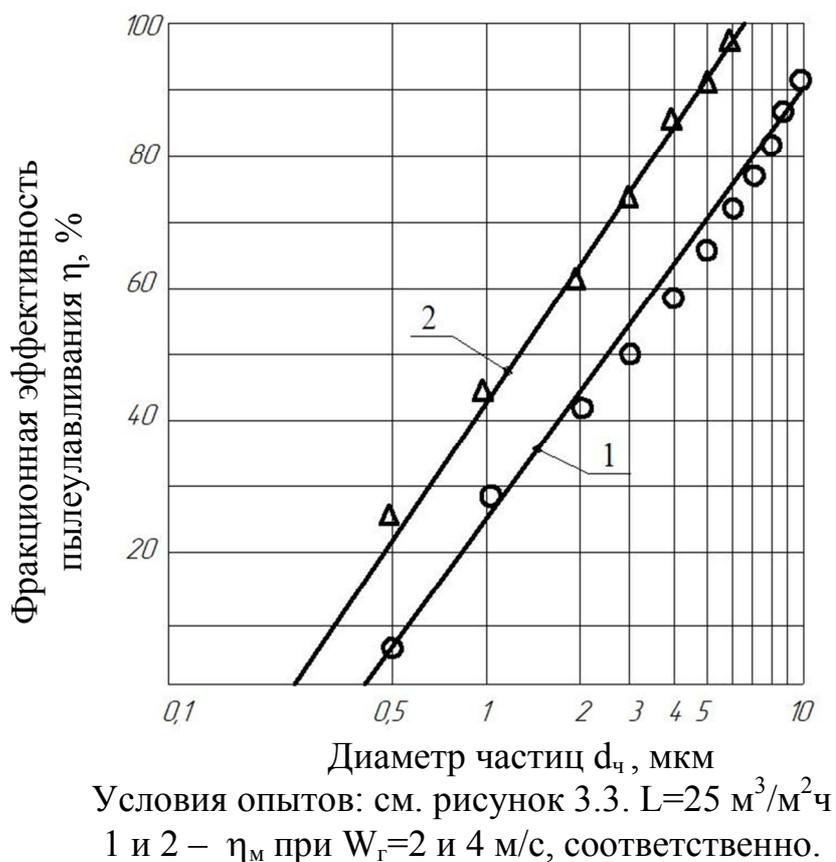


Рисунок 3.5 – Зависимость эффективности пылеулавливания насадочной зоны η_M от диаметра частиц $d_{\text{ч}}$

Исследования фракционной эффективности насадочной зоны аппарата циклонно-вихревого действия (рисунок 3.5) показывают, что с увеличением диаметра улавливаемых частиц эффективность процесса возрастает. Увеличение скорости газа или количества жидкости в насадочной зоне также способствуют росту фракционной эффективности.

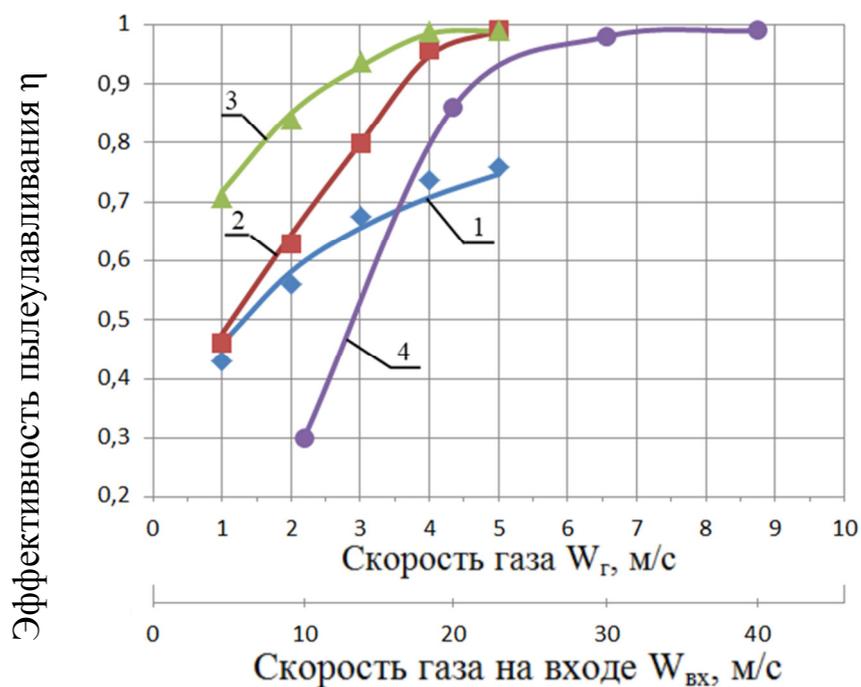
Указанная закономерность наблюдается для любых фракций пыли. Естественно, что абсолютное значение коэффициента пылеулавливания крупных частиц больше, чем мелких, но степень улавливания последних с повышением скорости газа увеличивается значительно. Объяснением этому служит анализ механизма улавливания частиц [53, 76]. Для частиц диаметром $d_{\text{ч}} > 5$ мкм преобладающее влияние оказывают силы инерции, а для $d_{\text{ч}} < 2$ мкм - силы диффузии. Очевидно, что повышение эффективности улавливания высокодисперсных частиц происходит за счет турбулентной диффузии, величина которой определяется частотой турбулентных пульсаций и степенью увлечения частиц. Основную долю вклада в частоту пульсаций вносит процесс вихревого движения газожидкостного слоя, приводящего к многократному срыву пленки жидкости с насадочных элементов и дроблению ее на мелкие капли. При этом поверхность контакта фаз и эффективность пылеулавливания растут.

На рисунке 3.6 представлен график зависимости эффективности пылеулавливания циклонной и вихревой ступеней аппарата, а также общей эффективности пылеулавливания аппарата циклонно-вихревого действия от скорости газа, а также кривая эффективности пылеулавливания комбинированного аппарата инерционно-турбулентного действия (КАИТ) с автономными контурами орошения [8 с.101].

Как видно из рисунка с увеличением скорости газа во входном патрубке степень очистки циклонной и насадочной зон, а также общая степень очистки растут. Как было отмечено выше, рост эффективности циклонной связан с увеличением центробежной силы, которая прямо пропорциональна скорости газового потока. В насадочной зоне аппарата процесс пылеулавливания интенсифицируется за счет вихревого взаимодействия газового и жидкостного потоков. Срыв вихрей способствует дроблению пленок и капель жидкости и созданию высококоразвитой межфазной поверхности.

На рисунке 3.6 представлены результаты исследования эффективности пылеулавливания КАИТ (кривая 4). В работе [8 с.101] отмечается, что аппарате эффективность улавливания пыли в насадочной зоне не учитывается, тогда, как в аппарате циклонно-вихревого действия учитывается доулавливание мелкой пыли в насадочной зоне аппарата.

Сравнительный анализ результатов исследований показывает, что высокие значения эффективности пылеулавливания в аппарате циклонно-вихревого действия достигаются при более низких скоростях газового потока на входе. Для КАИТ требуются более высокие скорости газового потока на входе, а это связано со значительными энергозатратами.



Условия опытов: см. рисунки 3.1 и 3.3. $L=25 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$; $d_{ч} = 5 \text{ мкм}$
 1 - η_c ; 2 - η_m ; 3 - $\eta_{общ}$; 4 - $\eta_{п}$ (КАИТ [8 с.101]).

Рисунок 3.6 – Зависимость эффективности пылеулавливания циклонной и вихревой ступеней аппарата, общей эффективности пылеулавливания аппарата циклонно-вихревого действия и аппарата КАИТ от скорости газа на входе в аппарат

3.3 Расчет параметров пылеулавливания. Математическое моделирование процесса пылеулавливания

3.3.1 Определение времени осаждения и предельного размера осаждаемых дисперсных частиц в аппарате циклонного типа

Осаждение под действием центробежной силы применяют для разделения пылей, суспензий и эмульсий. Для осуществления этого процесса к осаждаемым частицам необходимо приложить центробежные силы, что достигается введением разделяемого потока в поле центробежных сил [77].

Применение центробежного механизма взаимодействия потоков наряду с ударным и скоростным механизмами позволяет существенно увеличить пределы разделения неоднородных пылегазовых систем. Однако, несмотря на широкое распространение аппаратов, использующих центробежную силу, протекающий в них процесс разделения неоднородных систем недостаточно изучен из-за сложности учета всех действующих на него параметров.

В основе процесса центробежного разделения рассматривается следующая физическая модель [10 с.144]. Запыленный газовый поток входит в циклон через патрубок, расположенный тангенциально к цилиндрической пылесадительной камере, проходит по окружности вокруг выхлопной трубы и движется спирально вниз по стенке конуса и затем вверх, в выхлопную трубу.

Диаметр восходящего по спирали потока почти равен диаметру выхлопной трубы. Поток газа на входе в циклон движется с ускорением в кольцевом пространстве между стенками корпуса циклона и выхлопной трубы. Кинетическая энергия кольцевого потока диссипируется в результате обмена количествами движения с обратными потоками, возникающими на границах застойных зон.

Осаждение твердой фазы происходит под действием центробежной силы при вращении газового потока. На частицу, взвешенную в потоке, действуют следующие силы [10 с.145,78]:

центробежная сила

$$F_{ц} = \frac{m \cdot w_r^2}{r} \quad (3.7)$$

сила тяжести

$$G_T = m_1 \cdot g \quad (3.8)$$

сила сопротивления среды (в случае осаждения, характеризующегося законом Стокса):

$$F'_c = 3 \cdot \pi \cdot d_{ч} \cdot \mu_c \cdot w_{oc} \quad (3.9)$$

сила сопротивления среды (в случае осаждения, характеризующегося общим законом сопротивления):

$$F''_c = \xi \cdot \frac{\pi \cdot d_{ч}^2}{4} \cdot \frac{w_{oc}^2}{2} \cdot \rho_r \quad (3.10)$$

архимедова сила (сила противодействия):

$$G_A = m_2 \cdot g \quad (3.11)$$

В уравнениях (3.7) ÷ (3.11): m , m_1 и m_2 – масса частиц пыли, кг; r – текущий радиус местоположения частицы относительно оси аппарата, м; w_{oc} – скорость осаждения, м/с; ξ – коэффициент сопротивления, учитывающий совокупность сил, тормозящих движение частицы.

Поскольку силой тяжести и архимедовой силой в условиях закрученного потока можно пренебречь, для определения продолжительности процесса разделения неоднородной системы газ - твердое или предельного диаметра частиц следует сопоставить действие центробежной силы и силы сопротивления [10 с.145].

При этом окружную скорость газового потока выразим через угловую $w_r = \omega \cdot r$, а скорость осаждения w_{oc} (равную радиальной скорости), как производную пути по времени $w_{oc} = dr/d\tau$.

Для случая осаждения твердых частиц, характеризующегося законом Стокса $Re < 0,2$ (из потока выделяется наиболее мелкая пыль) и при условии

$F_y = F'_c$ в работах [10 с.146,78] получена зависимость для определения времени, необходимого для выделения пыли из газа:

$$\tau = \frac{18 \cdot \mu_c}{d_{\text{ч}}^2 \cdot \omega^2 \cdot \rho_{\text{ТВ}}} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}, \quad (3.12)$$

где τ – время пребывания газа в циклоне, с; μ_c – вязкость газа, Па с; $d_{\text{ч}}$ – диаметр частицы, м; $\rho_{\text{ТВ}}$ – плотность частицы, кг/м³; ω – угловая скорость газового потока, рад/с; r_1 и r_2 – наружный радиус выходной трубы и внутренний радиус цилиндрической части аппарата, соответственно, м;

Предельный размер частиц, осаждающихся по закону Стокса можно определить [10 с.146] по формуле:

$$d_{\text{ч.пр.}} = \sqrt{\frac{18 \mu_c}{(\rho_{\text{ме}} - \rho_c) \cdot \tau \cdot \omega^2} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}}. \quad (3.13)$$

Теоретически все частицы, имеющие размер выше предельного значения $d_{\text{ч.пр.}}$, должны осаждаться в аппарате, а все частицы с размером меньше $d_{\text{ч.пр.}}$ – выносятся потоком из аппарата.

В случае, когда осаждение характеризуется общим законом сопротивления и при условии $F_y = F''_c$, получим время, необходимое для выделения пыли из газа и предельный размер частиц [10 с.147,78] в следующем виде:

$$\tau = 2 \sqrt{\frac{3 \xi_{\text{con}} \cdot \rho_c}{d_{\text{ч}} \cdot \rho_{\text{ме}} \cdot \omega^2} (\sqrt{r_2} - \sqrt{r_1})}. \quad (3.14)$$

$$d_{\text{ч.пр.}} = \frac{12 \cdot \xi_{\text{con}} \cdot \rho_c}{\tau^2 \cdot \rho_{\text{ме}} \cdot \omega^2} (\sqrt{r_2} - \sqrt{r_1})^2. \quad (3.15)$$

Коэффициент сопротивления ξ_{con} , входящий в уравнение (3.15), до настоящего времени не удалось представить одним аналитическим уравнением для всего интервала изменения чисел Рейнольдса, что объясняется сложным характером обтекания частицы потоком газа. Известно много интерполяционных формул, более или менее точно описывающих эту функцию в ограниченном интервале чисел Re [25 с.138]. В результате анализа и обработки опытных и расчетных данных разных авторов в работе [25 с.138] дана формула, в значительной мере учитывающая параметры, влияющие на характер обтекания твердой частицы.

$$\xi_{\text{con}} = k_1 \cdot k_2 (0,462 \cdot k_3 + 30 / \text{Re}), \quad (3.16)$$

где k_1 – коэффициент, учитывающий условия стесненности движения частиц вследствие их взаимодействия; k_2 – коэффициент, учитывающий условия

стесненности движения частиц вследствие влияния стенок; k_3 – коэффициент, учитывающий влияние формы частиц. Уравнение для определения этих коэффициентов приведены в работе [25 с.139].

По предложенным уравнениям проведен численный эксперимент. Результаты расчетов сведены в таблицах 3.1 и 3.2.

Таблица 3.1 – Изменение времени выделения частиц и предельного размера частиц в зависимости от исходного размера частиц.

Исходный размер частиц пыли $d_{ч}$, мкм	Осаждение твердых частиц, характеризующееся законом Стокса		Осаждение, характеризующееся общим законом сопротивления	
	Время выделения частиц τ , с	Предельный размер частиц $d_{ч.пр}$, мкм	Время выделения частиц τ , с	Предельный размер частиц $d_{ч.пр}$, мкм
1	8,33	0,069	0,27	0,084
5	0,33	0,345	0,12	0,42
10	0,083	0,69	0,085	0,84

Таблица 3.2 – Изменение времени выделения частиц и предельного размера частиц в зависимости от плотности материала частиц.

Плотность материала частиц пыли $\rho_{тв}$, кг/м ³	Осаждение твердых частиц, характеризующееся законом Стокса		Осаждение, характеризующееся общим законом сопротивления	
	Время выделения частиц τ , с	Предельный размер частиц $d_{ч.пр}$, мкм	Время выделения частиц τ , с	Предельный размер частиц $d_{ч.пр}$, мкм
1200	0,74	0,0345	0,18	0,042
2000	0,44	0,0345	0,14	0,042
3000	0,294	0,0345	0,11	0,042

Как видно из таблицы 3.1 увеличение исходного размера частиц пыли $d_{ч}$ приводит к снижению времени выделения частиц, тогда как предельный размер частиц пыли $d_{ч.пр}$ увеличивается. Увеличение плотности материала частиц пыли $\rho_{тв}$ (рисунок 3.2) приводит к снижению времени выделения частиц, а предельный размер частиц пыли $d_{ч.пр}$ не изменяется. Это закономерно, так как в массовом выражении выявленные закономерности соответствуют известным законам движения дисперсных частиц, а также механики газа и жидкости.

Полученные уравнения для расчета предельных значений частиц (3.13) и (3.15) могут быть использованы только для ориентировочных расчетов размеров частиц и определения степени очистки, так как они не учитывают многих факторов, характеризующих гидродинамическую обстановку в аппарате и его конструктивных параметров.

3.3.2 Расчет общей эффективности пылеулавливания в циклонно-вихревом аппарате

Центробежно – инерционная модель

Осаждение частиц в циклонной (сухой) ступени циклонно-вихревого аппарата происходит за счет суммарного действия двух механизмов:

центробежного, перемещающего частицы к стенкам аппарата и инерционного, способствующего снижению скорости и осаждению частиц.

Рассмотрим более подробно действие механизмов улавливания частиц. Для вывода уравнения, описывающего центробежное осаждение частиц пыли в сухой ступени применим метод, предложенный Лайтом и Лифом [32,33,35]. Эффективность пылеулавливания может быть определена по формуле:

$$\eta_c = 1 - \exp[-2(C_k \cdot \psi)^{1/(2n+2)}], \quad (3.17)$$

где C_k – коэффициент, зависящий от конструктивных соотношений сухой ступени аппарата.

Для сухой ступени коэффициент C_k рассчитывается по уравнению [62]:

$$C_k = \frac{\pi \cdot D_u^2}{a \cdot \epsilon_1} \cdot \left[1 - \left(\frac{d}{D_u} \right)^2 \right] \cdot \left(\frac{2 \cdot h_T}{D_u} - \frac{h_6}{D_u} \right) + \left[\left(\frac{d}{D_u} \right)^2 - \left(\frac{d_1}{D_u} \right)^2 \right] \cdot \left(\frac{4 \cdot H_u}{D_u} + \frac{4 \cdot H_k}{D_u} \right) \quad (3.18)$$

Значения конструктивных соотношений в уравнении (3.18):

$$a = 0,66 \cdot D_u; \quad \epsilon_1 = 0,26 \cdot D_u; \quad d = 0,59 \cdot D_u; \quad d_1 = 0,4 \cdot D_u; \quad h_T = 1,74 \cdot D_u; \quad h_6 = 0,3 \cdot D_u; \\ H_u = 2,26 \cdot D_u; \quad H_k = 2 \cdot D_u \text{ (см. рисунок 2.2)}$$

Величина ψ в уравнении (3.17) представляет собой модифицированный инерционный параметр, характеризующий состояние пылегазовой смеси [36 с.204]:

$$\psi = \frac{d_u^2 \cdot \rho_u \cdot W_{вх}}{18 \mu_r \cdot D_u} (n+1), \quad (3.19)$$

где $W_{вх}$ – скорость газа на входе в сухую ступень, м/с.

Величина n в уравнениях (3.17) и (3.19) согласно [34,35], составляет:

$$n = 1 - (1 - 0,0165 \cdot D_u^{0,14}) \cdot \left(\frac{T_r}{283} \right)^{0,3}. \quad (3.20)$$

Здесь T_r – абсолютная температура газов, $^{\circ}\text{K}$.

Турбулентно-диффузионная модель осаждения твердых частиц

В насадочной зоне аппаратов с регулярной структурой насадки реализуется турбулентный режим, характеризующийся вихреобразованием. При проведении процесса пылеулавливания газовый поток содержит твердые частицы различных размеров. Как известно, улавливание твердых частиц размером менее 0,1 мкм происходит вследствие молекулярной диффузии.

Твердые частицы пыли имеют размер значительно меньше масштаба турбулентных пульсаций и поэтому вовлекаются в пульсационное движение газового потока. Причем, степень увлечения также зависит от диаметра и

плотности частиц, т.е. от ее инерционности [53]. Следовательно, при расчете эффективности осаждения в интенсивных режимах течения газа необходимо учитывать наряду с инерционным механизмом осаждения и молекулярной диффузией также турбулентную диффузию, которая вносит существенный вклад в эффективность улавливания частиц с размером 1-2 мкм и более [79].

Рассмотрим диффузию частиц пыли к поверхности осаждения, которая представлена пленками, струями и каплями жидкости, причем принимаем, что диаметр частиц мал по сравнению с масштабом вихрей.

Уравнение, описывающее перенос массы за счет молекулярной и турбулентной диффузии имеет вид [80]:

$$\frac{dm}{d\tau} = D_3 \cdot A \cdot \frac{\Delta Z}{\Delta x}, \quad (3.21)$$

где m – количество уловленной пыли, кг; τ – время, с; D_3 – эффективный коэффициент диффузии, м²/с; $\Delta Z = Z_2 - Z_1$ – разность концентраций (движущая сила процесса), кг/м³; Δx – размер ячейки, в которой происходит осаждение, м; A – поверхность контакта фаз, м².

Эффективный коэффициент диффузии определяется по уравнению:

$$D_3 = D_M + D_T, \quad (3.22)$$

в котором D_M , D_T – соответственно, коэффициенты молекулярной и турбулентной диффузии, м²/с.

Коэффициент молекулярной диффузии для частиц размером $d_p > \ell_i$, равен [79,81]:

$$D_M = \frac{K_\sigma \cdot T \cdot C_{KM}}{3\pi \cdot \nu_r \cdot d_p}, \quad (3.23)$$

где K_σ – постоянная Больцмана, ($K_\sigma = 1,38 \cdot 10^{-23}$ Дж / К); T – абсолютная температура, К; C_{KM} – поправка Кенингема-Мелликена:

$$C_{KM} = 1 + \frac{10^{-4}}{p \cdot d} \cdot [6,32 + 2,01 \exp(-1095 \cdot p \cdot d)], \quad (3.24)$$

здесь p – давление среды, Па.

Коэффициент турбулентной диффузии частиц является функцией пульсационной скорости потока \bar{u}' и его определяющего размера ℓ и не зависит от физических свойств потока [79,80]:

$$D_T \approx 0,7 \cdot \bar{u}' \cdot \ell, \quad (3.25)$$

где $\ell = \frac{\rho \cdot d \cdot u}{18\mu_r}$ – длина инерционного пробега частицы, м.

Количественное значение ℓ зависит от величины инерционной силы, которая воздействует на твердую частицу в момент ее выброса из турбулентного потока. Следовательно:

$$D_T = 0,7 \cdot \bar{u}' \cdot \frac{\rho_q \cdot d_q^2 \cdot u_q}{18\mu_r}. \quad (3.26)$$

здесь \bar{u}' – пульсационная скорость, м/с; ρ_q – плотность твердой частицы, кг/м³; d_q – диаметр частицы, м; u_q – скорость движения частицы, м/с.

Среднюю пульсационную скорость можно выразить согласно закона "двух-третей" следующим образом:

$$\bar{u}' = \mathfrak{E}^{1/3} \cdot \ell^{1/3}, \quad (3.27)$$

где ℓ – масштаб пульсаций, соизмеримый с размером насадочных элементов, т.е. $\ell = b$.

Энергию диссипации вихрей \mathfrak{E} , образующихся при обтекании элементов насадки, определим как:

$$\mathfrak{E} = \frac{N_B}{V_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}}}, \quad (3.28)$$

При определении величины коэффициента турбулентной диффузии отмечено, что при обтекании насадочных элементов реализуется турбулентный режим течения. Здесь же выброс пыли из турбулентного ядра осуществляется только за счет сил инерции.

В зоне насадки преобладает вихревая структура слоя, и мощность потока определяется мощностью образующихся вихрей:

$$N_{\epsilon} = \xi_L \cdot b^2 \cdot n_{\text{э}} \cdot \rho_{\text{г}} \cdot \frac{u_{\text{г}}^3}{2}. \quad (3.29)$$

здесь ξ_L – коэффициент сопротивления орошаемой насадки; $n_{\text{э}}$ – количество насадочных элементов в объеме рабочей зоны аппарата; $u_{\text{г}} = W_{\text{г}} / \epsilon_0$ – истинная скорость газа в ячейке, м/с; $\epsilon_0 = 1 - \left(\frac{b}{t_p}\right)^2$ – порозность слоя насадки.

Количество насадочных элементов может быть определено по формуле:

$$n_{\text{э}} = n_p \cdot n_c, \quad (3.30)$$

в которой $n_p = H/t_b$ – количество рядов насадки в аппарате; $n_c = 0,785 \left(\frac{D}{t_p}\right)^2$ – количество струн с насадкой в аппарате; H – высота рабочей зоны аппарата, м.

Объем жидкости определим по формуле:

$$V_{ж} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot h_0. \quad (3.31)$$

Здесь D – диаметр аппарата, м; h_0 – количество удерживаемой жидкости в аппарате, м.

Среднюю пульсационную скорость определим по приведенной зависимости (3.27). Преобразовывая данную зависимость с учетом (3.28), (3.29) и (3.31), уравнение для расчета пульсационной скорости в насадочной зоне примет вид:

$$\bar{u}' = \left(\frac{\xi L}{2}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{b^2}{t_p}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{H}{t_b}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{d_k}{h_0}\right)^{1/3} \cdot u_{г}. \quad (3.32)$$

С учетом средней пульсационной скорости u' (уравнение (6)), получим формулу для расчета коэффициента турбулентной диффузии:

$$D_T = B_T \cdot (\xi_L)^{1/3} \cdot (1 - \varepsilon_0)^{1/3} \cdot \left(\frac{H}{t_b}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{1}{h_0}\right)^{1/3} \cdot d_k^{4/3} \cdot u_{г} \cdot Stk, \quad (3.33)$$

где $B_T = 8,38 \cdot (1 - \varphi)$ – корректирующий коэффициент; $Stk = \frac{\rho_{г} \cdot d_u^2 \cdot u_{г}}{18\mu_{г} \cdot d_k}$ – критерий Стокса.

Использование данного подхода позволяет получить коэффициент турбулентной диффузии практически для любого вида насадки. Нами также получены уравнения для расчета коэффициента турбулентной диффузии и эффективности пылеулавливания аппарата с комбинированной регулярно-взвешенной насадкой [82]

Эффективность пылеулавливания насадочной зоны циклонно-вихревого аппарата определяется по формуле:

$$\eta_m = 2,97 \cdot \left(\frac{W_{г} \cdot d_k}{D_T}\right)^{-1/4}. \quad (3.34)$$

Тогда, общая эффективность циклонно-вихревого аппарата с учетом эффективности сухой и мокрой ступеней может быть рассчитана по формуле:

$$\eta_{\text{общ}} = 1 - (1 - \eta_c) (1 - \eta_m). \quad (3.35)$$

Результаты расчетов в принятом диапазоне изменения режимных параметров расходятся с экспериментальными данными не более чем на: для циклонной ступени аппарата по уравнению (3.17) - $\pm 14\%$ (см. рисунки 3.1 и 3.6); для насадочной зоны аппарата по уравнению (3.34) - $\pm 12\%$ (см. рисунки 3.3, 3.4 и 3.6); для общей эффективности циклонно-вихревого аппарата по формуле (3.35) - $\pm 15\%$ (см. рисунок 3.6).

4 МАССОБМЕН В АППАРАТЕ ЦИКЛОННО-ВИХРЕВОГО ДЕЙСТВИЯ

В вихревой зоне контакта циклонно-вихревого аппарата возможно автономное проведение процессов абсорбции, контактного теплообмена, а также доулавливание аэрозольных частиц. Как было отмечено ранее, в качестве насадочных элементов могут быть применены пластины, шары, цилиндры и т.д. Заслуживает внимание применение трубчатых элементов. В этом случае возможно регулирование процесса теплообмена непосредственно в зоне контакта при подаче теплоносителя в трубы [83]. При этом контакт происходит через стенки труб и движение теплоносителя в трубах не влияет на структуру газожидкостного слоя в аппарате. Аппарат с трубчатой насадкой регулярной структуры исследован в лабораторных условиях и прошел апробацию в производстве хромовых солей [84].

Известно также о применении теплообменных труб с накаткой и турбулизаторами ядра потока [85]. Особенности вихревого движения теплоносителя внутри таких труб рассмотрены в работе [86].

Для очистки газовых выбросов, содержащих высокоадгезионные твердые частицы созданы конструкции аппаратов с комбинированной регулярно-взвешенной насадкой [87,88], в контактной зоне которых помимо трубчатой насадки размещены подвижные шаровые элементы. Роль последних сводится к недопущению образования отложений на внутренних поверхностях контактной зоны. Для аппаратов с комбинированной регулярно-взвешенной насадкой проведены исследования гидродинамики, тепломассообмена и пылеулавливания [61,82,89].

Вместе с тем, применение трубчатой насадки приводит к усложнению конструкции аппарата и увеличению его материалоемкости, а в случае использования комбинированной регулярно-взвешенной насадки к значительному увеличению энергозатрат [90]. Поэтому для проведения исследований процессов массообмена нами принята регулярно размещенная пластинчатая насадка.

4.1 Методика исследования массообменных характеристик аппарата

Изучение коэффициентов массоотдачи в газовой фазе насадочной зоны аппарата циклонно-вихревого действия осуществлялось на экспериментальной установке, технологическая схема которой представлена на рисунке 2.1. Для проведения исследований установка была укомплектована ртутными термометрами и психрометрами Ассмана с ценой деления $0,1^{\circ}\text{C}$.

Для определения коэффициентов массоотдачи в газовой фазе, отнесенных к сечению аппарата $\beta_{\text{гс}}$ или к его объему $\beta_{\text{гв}}$, использовали широко применяемую методику, основанную на изучении процесса адиабатического испарения воды в воздух [91,92].

Согласно данной методики значения коэффициентов массоотдачи в газовой фазе $\beta_{\text{гс}}$ и $\beta_{\text{гв}}$ рассчитывали по следующим формулам:

$$\beta_{\Gamma S} = \frac{W_{\Gamma} \cdot \gamma_{\Gamma} \cdot \Delta x \cdot R \cdot T_k \cdot P_0}{M_{H_2O} \cdot \Delta P_{cp}} \quad (4.1)$$

и

$$\beta_{\Gamma V} = \frac{\beta_{\Gamma S}}{H} \quad (4.2)$$

В уравнении (4.1) движущая сила процесса рассчитывалась по уравнению:

$$\Delta P_{cp} = \frac{P_k - P_H}{\ln \frac{P^* - P_H}{P^* - P_k}} \quad (4.3)$$

В уравнениях (4.1)-(4.3): γ_{Γ} – удельный вес воздуха, Н/м³; $\Delta x = x_k - x_H$ – разность влагосодержаний, кг/кг; P_0 – общее давление, определенное по барометру, Па; M_{H_2O} – молекулярный вес воды, кг/моль; R – газовая постоянная, Дж/(моль·град); T_k – температура, °К; P^* – равновесное давление водяных паров, Па; P_H и P_k – парциальные давления водяных паров в воздухе, рассчитанное по показаниям сухого и мокрого термометров, установленных до и после аппарата, Па.

Относительное влагосодержание воздуха определяли по диаграмме i - x влажного воздуха [93,94], а также рассчитывали [95] по уравнениям:

$$x_H = 0,622 \cdot \frac{P_H}{P_0 - P_H}; \quad (4.4)$$

$$x_k = 0,622 \cdot \frac{P_k}{P_0 - P_k}. \quad (4.5)$$

4.2 Влияние режимных параметров на массообменные характеристики вихревой ступени аппарата

Визуальные наблюдения за структурой потоков в насадочной зоне аппарата показывают, что сплошным потоком является газ, а жидкость находится в дисперсном состоянии.

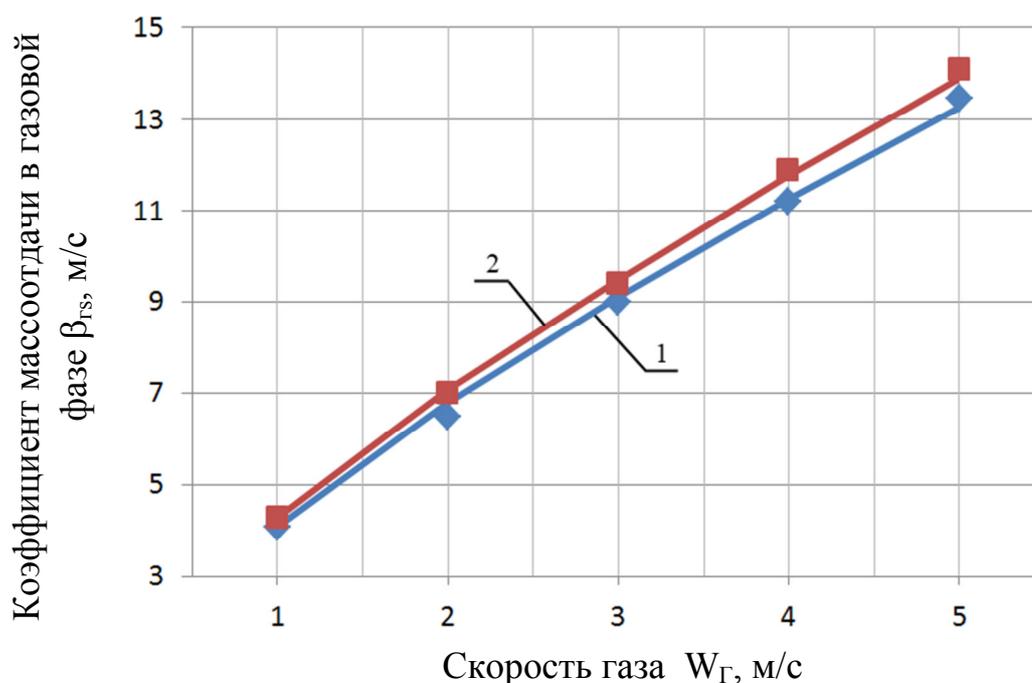
Анализ результатов исследований [12,36,43] свидетельствует о том, что вихреобразование за насадочными элементами, присущее всем насадкам регулярной структуры, способствует многократному дроблению капель струй и пленок жидкости, создавая при этом развитую межфазную поверхность. Многократное дробление капель приводит к выравниванию распределения концентраций внутри капли и процесс начинается как бы сначала.

Вихри и движение самих насадочных элементов вносят значительный вклад в пульсации газожидкостного слоя, под действием которых появляются колебания свободной поверхности капель жидкости, сопровождающиеся периодическим изменением их формы. Поэтому частота пульсаций должна

определять скорость обновления поверхности раздела, а, следовательно, и скорость массообмена.

Основным фактором, влияющим на частоту пульсаций потока, является его скорость. Рассмотрим влияние скорости газового потока на коэффициенты массоотдачи в газовой фазе.

На рисунке 4.1 представлен график зависимости $\beta_{гс}$ от $W_{г}$.

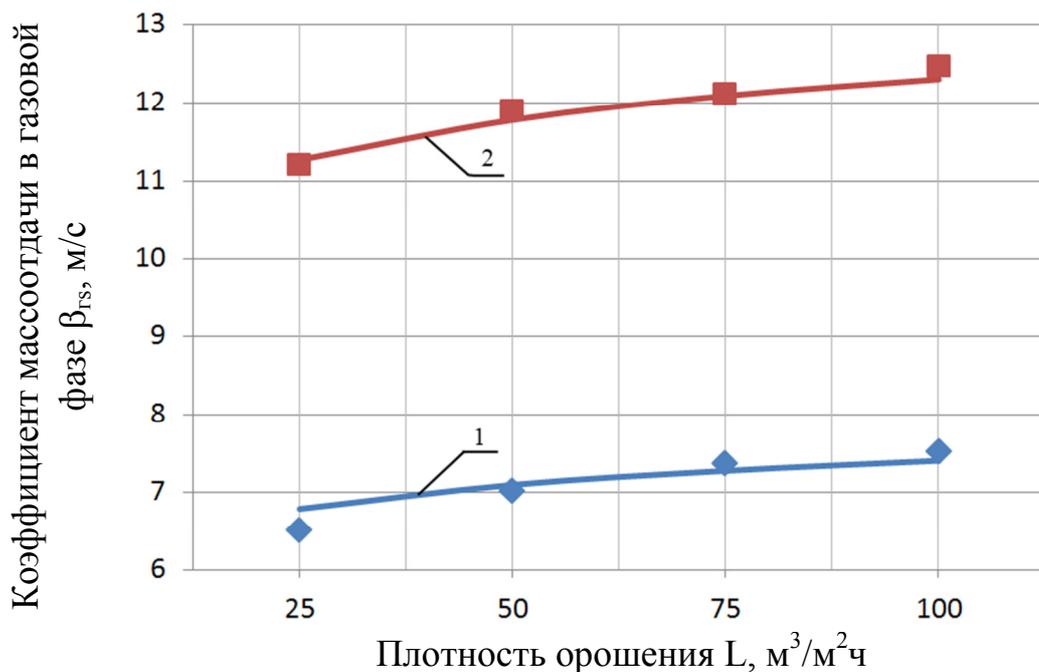


Условия опытов: $t_b=2b$; $t_p=2b$; $b \times b \times \delta=40 \times 40 \times 1$ мм
1 и 2 - $\beta_{гс}$ при $L=25$ и 50 м³/м²ч, соответственно

Рисунок 4.1- Зависимость коэффициентов массоотдачи в газовой фазе от скорости газа

Анализ полученных кривых показывает, что интенсивность массообмена растет с увеличением скорости газового потока. Это, очевидно, так как в случае массообмена, лимитируемого сопротивлением газовой фазы, при повышении скорости газа происходит значительная турбулизация потоков, что снижает диффузионное сопротивление. В структуре потока преобладают мелкие капли, а, следовательно, растет межфазная турбулентность. При выборе рабочей скорости газового потока отдадут предпочтение более высоким скоростям газа. Оптимальным является капельный режим, когда возможно достижение высоких значений коэффициентов массоотдачи в газовой фазе при условии допустимого брызгоуноса.

На рисунке 4.2 представлен график зависимости $\beta_{гс}$ от L .



Условия опытов: см. рисунок 4.1.
1 и 2 - $\beta_{гс}$ при $w_{г} = 2$ и 4 м/с, соответственно

Рисунок 4.2- Зависимость коэффициентов массоотдачи в газовой фазе от плотности орошения

Как видно из рисунка значения коэффициентов массоотдачи в газовой фазе с увеличением плотности орошения L растут. Это связано с тем, что увеличение притока свежей жидкости способствует росту количества образованных капель. В результате растет межфазная поверхность, что благоприятно сказывается на эффективности массообмена.

4.3 Расчет коэффициентов массоотдачи в газовой фазе

Насадочная зона аппарата представляет собой систему регулярно расположенных обтекаемых тел и поэтому при взаимодействии в нем газового потока и жидкости генерируется пульсационное движение всего слоя [56,96]. Кроме того происходит отрывное течение газового потока за каплей и элементами насадки с пленкой жидкости в результате чего происходит деформация свободной поверхности раздела фаз. В этом случае в пограничном слое, прилегающим к поверхности контакта фаз возникают небольшие завихренности, которые согласно [97] играют основную роль в массопереносе. От глубины проникновения завихренности, являющейся мерой толщины колеблющегося пограничного слоя, зависит интенсивность переноса массы и тепла, как в дисперсном, так и в сплошном потоках.

Исходя из первого закона Фика, можно записать:

$$q = -D \frac{\partial c}{\partial z} \approx -D \frac{\Delta C}{\Delta Z}, \quad (4.6)$$

где: D – коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; q – диффузионный поток $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $\Delta C/\Delta Z$ – градиент концентраций.

Согласно [70] можно предположить, что $\Delta Z \sim \delta_{n.c}$, где $\delta_{n.c}$ – глубина проникновения завихренности. Тогда с учетом пропорциональности коэффициента массоотдачи в газовой фазе $\beta_2 \sim Sc_2^{1/2}$ запишем:

$$\beta_2 = \frac{q}{\Delta C} Sc_2^{1/2} = \frac{D}{\delta_{n.c}} Sc_2^{1/2}, \quad (4.7)$$

$Sc_2 = \frac{v_2}{D_2}$ - число Шмидта для сплошной фазы.

Образующиеся в аппарате вихри, значительно различаются как по масштабам, так и по частоте. Энергия основного потока диссипируется по механизму каскадного переноса энергии [98], от пульсаций с большими масштабами L , соизмеримыми с диаметром аппарата или высотой рабочей зоны, энергия передается во все меньшие масштабы пока не диссипируется в масштабах порядка l_o , называемых внутренним масштабом турбулентности. Согласно теории локально-изотропной турбулентности Колмогорова-Обухова [99-101]:

$$l_o = \left(\nu^3 / \varepsilon \right)^{1/4}, \quad (4.8)$$

где ε – среднее количество энергии, диссипируемое в единицу времени в единице среды, $\text{Вт}/\text{кг}$.

Соотношение (4.8) справедливо в инерционном интервале $L \leq l \leq l_o$.

В работе [102] для глубины проникновения завихренности в случае периодического изменения формы поверхности раздела относительно границы при начальном безвихревом движении получена зависимость:

$$\delta_{n.c} = \left(\frac{\nu}{\omega} \right)^{1/2}. \quad (4.9)$$

Градиенты скорости внутри вихревого слоя у границы раздела фаз по величине не больше градиентов скорости вне его [103]. Поэтому скорость диссипации энергии во всех участках потока будет одного и того порядка.

Тогда из совместного решения соотношений (4.8) и (4.9) получим частоту колебания формы свободной поверхности раздела:

$$\omega = \left(\frac{\varepsilon}{\nu} \right)^{1/2}. \quad (4.10)$$

Подставляя (4.10) в уравнение (4.9) и полученное выражение в формулу (4.7), получим:

$$\beta_2 = \left(D^2 \cdot \frac{\mathcal{E}}{\nu} \right)^{1/4} \quad (4.11)$$

Гидродинамическую обстановку в колонных массообменных аппаратах со свободным стеканием жидкости определяют в основном характер и интенсивность движения газового потока.

Жидкость находится в виде пленки на поверхности насадочных элементов, струек и капель, образуемых при срыве вихрей. Таким образом, контактная зона представляет систему, состоящую из ячеек. Образование вихрей является причиной дробления пленки жидкости на струйки, последних - на капли, а также способствует пульсационной деформации их формы. Таким образом создаются идеальные условия для интенсивного проведения тепло- и массообменных процессов.

Следовательно, отрывное течение потока вследствие вихреобразования способствует пульсационному движению газожидкостного слоя, которое способствует тесному перемешиванию фаз в ячейке и повышению турбулентности потоков, развитию поверхности контакта фаз, многократному дроблению жидкости и улучшению структуры газожидкостного слоя. Кроме того, появляется возможность работы при высоких скоростях газового потока без резкого увеличения брызгоуноса, что связано с сепарирующей эффективностью ячеистой структуры контактной зоны.

Поэтому при описании процесса массообмена необходимо исходить из основных закономерностей движения вихревых потоков в ячейке, образованной соседними насадочными элементами в вертикальном и радиальном направлениях [104].

Энергию диссипации вихрей, образующихся в ячейке контактной зоны, определим по уравнению:

$$\mathcal{E}_{яч} = \frac{N_{\epsilon}}{V_{г.яч} \cdot \rho_{г}} \quad (4.12)$$

Мощность вихрей в ячейке:

$$N_b = \xi_L \cdot b^2 \rho_{г} \cdot \frac{U_{г}^3}{2} \quad (4.13)$$

Объем газа в ячейке:

$$V_{г.яч.} = t_p^2 (t_b - h_{п.л}) \cdot \Phi_{яч.} \quad (4.14)$$

В уравнениях (4.12) ÷ (4.14): $h_{пл}$ – пленочная составляющая КУЖ, м; $U_{\Gamma} = W_{\Gamma} / \varphi_{яч.}$ – истинная скорость газа в ячейке, м/с; $\varphi_{яч.} = 1 - h_k / t_b$ – газосодержание слоя в ячейке; h_k – капельная составляющая КУЖ, м.

В исследуемом диапазоне вертикальных шагов отношение $t_b / h_{пл} > 10^3$, поэтому пленочной составляющей в уравнении (4.14) пренебрегаем. Тогда это уравнение примет вид:

$$V_{\Gamma.яч.} = t_p^2 \cdot t_b \cdot \varphi_{яч.} \quad (4.15)$$

Преобразовывая уравнение (4.12) с учетом (4.13) и (4.15) имеем:

$$\mathcal{E}_{яч.} = \xi_L \frac{b^2 \cdot U_{\Gamma}^3}{2t_p^2 \cdot t_b \cdot \varphi_{яч.}} \quad (4.16)$$

В полученном выражении $\frac{b^2}{t_p^2 \cdot t_b} = \frac{1-\varepsilon}{\delta_{пл}}$, тогда

$$\mathcal{E}_{яч.} = \xi_L \frac{(1-\varepsilon) \cdot U_{\Gamma}^3}{2 \cdot \delta_{пл} \cdot \varphi_{яч.}} \quad (4.17)$$

где ε – объемная порозность насадки; $\delta_{пл}$ – толщина пластины, м.

Подставляя выражение (4.17) в (4.11), получим уравнение для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_{\Gamma s} = B_{\Gamma} \left[D_{\Gamma}^2 \cdot \frac{\xi_L (1-\varepsilon) \cdot U_{\Gamma}^3}{\delta_{пл} \cdot \varphi_{яч.} \cdot \nu_{\Gamma}} \right]^{1/4} \quad (4.18)$$

где $B_{\Gamma} = 6,44 / (1-\varepsilon)^{1/4}$ – коэффициент пропорциональности, определяемый опытным путем.

Погрешность расчетных данных по уравнению (4.18) с экспериментальными данными (рисунки 4.1 и 4.2) составила $\pm 12\%$.

5 ПРОМЫШЛЕННЫЕ ИСПЫТАНИЯ, РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ, ЭКСПЛУАТАЦИИ И МЕТОДИКА РАСЧЕТА АППАРАТА ЦИКЛОННО-ВИХРЕВОГО ДЕЙСТВИЯ

5.1 Рекомендации по эксплуатации, проектированию и методика расчета промышленных аппаратов циклонно-вихревого действия

Для проведения проектирования промышленных образцов аппарата циклонно-вихревого действия и их эксплуатации нами предложены следующие рекомендации.

Скорость газа рекомендуется выбирать в диапазоне $W_{\Gamma} = 3,0 \div 4,5$ м/с ($W_{\text{вх}} = 16 \div 20,5$ м/с). Эти диапазоны являются наиболее устойчивыми и эффективными.

Плотность орошения при проведении процессов абсорбции, контактного теплообмена и пылеулавливания определяют на основе материального баланса, растворимости газа и концентрации улавливания компонентов в газе и жидкости. Рекомендуемая плотность орошения составляет $L=25-50$ м³/м²·ч (удельная плотность орошения $m_y=1,7-3,4$ л/м³).

Конструктивные параметры ступеней аппарата циклонно-вихревого действия (см. подраздел 2.2). Минимальная высота насадочной зоны составляет 1 м. Если при заданных исходных данных высота секции в 1 м (до 5 рядов насадки) не обеспечивает заданную эффективность, то расчет ведут на 1,5 или 2 м.

Расположение пластинчатых элементов на струнах в вертикальном t_s/b и радиальном t_p/b направлениях. Для достижения режима одновременного вихреобразования (синфазный режим) рекомендуется устанавливать шаг между пластинами в вертикальном направлении $t_s/b=2$.

Оптимальным шагом между струнами с пластинчатыми элементами в радиальном направлении является $t_p/b=2$.

Основные характеристики пластинчатой насадки и струн. Пластинчатая насадка изготавливается из квадратных пластин размером 50x50 мм или 100x100 мм. Толщина пластин 1- 2мм.

Струны выполняют из проволоки диаметром 2-5мм.

Оросительные устройства. В аппарате возможно применение различных конструкций оросительных устройств, включая низконапорные.

Материал для изготовления внутренних элементов аппарата выбирается исходя из физико-химических свойств обрабатываемых сред.

На основании проведенных исследований получены уравнения для определения гидродинамических характеристик и параметров пылеулавливания аппаратов циклонно-вихревого действия, составляющих инженерную методику расчета.

Таблица 5.1 – Инженерная методика расчета аппаратов циклонно - вихревого действия

№ п/п	Рассчитываемые характеристики	Уравнение для расчета
1.	Гидравлическое сопротивление:	
	- аппарата	(2.1)
	- циклонной ступени	(2.2) с учетом (2.3), (2.4), (2.5)
	- вихревой ступени (насадочной зоны)	(2.6) с учетом (2.7) – (2.10), (2.14)
2.	Количество удерживаемой жидкости	(2.15) с учетом (2.16), (2.23)
3.	Газосодержание слоя	(2.25)
7.	Эффективность пылеулавливания	
	- циклонная ступень	(3.17) с учетом (3.18), (3.19) и (3.20)
	- вихревая ступень (насадочная зона)	(3.34) с учетом (3.33) и (2.43)
	- аппарата	(3.35)
8.	Массообменные характеристики	
	- коэффициент массоотдачи в газовой фазе насадочной зоны аппарата	(4.18) с учетом (2.8), (2.12) и (2.23)

5.2 Промышленные испытания аппарата циклонно-вихревого действия

Метод производства сульфата хрома (основного) основан на взаимодействии сернистого газа с раствором бихромата натрия. Сернистый газ образуется при сгорании серы в печи. В процессе производства раствор бихромата натрия с концентрацией (230-300) г/л по CrO_3 поступает в колонну восстановления, куда противотоком поступает сернистый газ, образующийся при сжигании серы в печи, результатом чего является образование раствора сульфата хрома. Полученный раствор сульфата хрома поступает на сушилку в сушилку «кипящего слоя» (КС), высушенный сульфат хрома поступает на расфасовку [104,105].

Технологический процесс производства сульфата хрома содержит следующие стадии:

1 прием серы технической в цех, подача серы в печь, сжигание ее, с образованием сернистого газа, охлаждение сернистого газа;

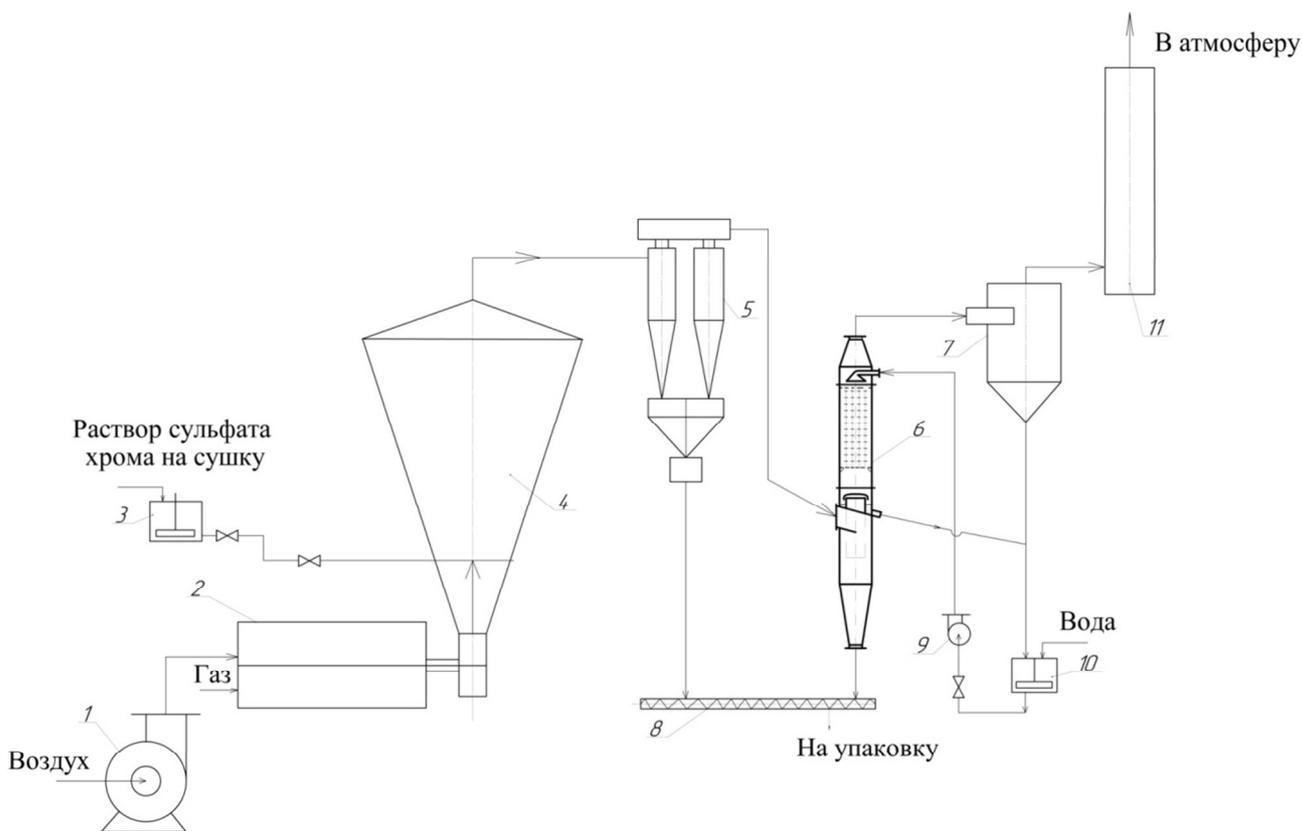
2 прием бихроматного раствора из цеха №3, разбавление его и подача на ПГУУ, очистки отработанных газов схемы восстановления;

3 восстановление бихроматного раствора сернистым газом, получение раствора основного сульфата хрома;

4 корректировка раствора сульфата хрома бихроматом натрия, сахаром или бисульфитом натрия (при необходимости);

- 5 сушка;
- 6 упаковка продукта, складирование и отгрузка потребителю;
- 7 приготовление раствора бисульфита натрия;
- 8 обеспечение котла-утилизатора питающей водой, подогрев и подача воздуха в печь окисления серы;
- 9 переработка несоответствующей продукции.

Работы по внедрению циклонно-вихревого аппарата проведены на 5-й стадии в схеме очистки отходящих газов от сушилки «КС» (рисунок 5.1).



1 – дымосос; 2 – топка; 3 – питатель сушилки КС; 4 – сушилка КС; 5 – группа из 6-ти циклонов; 6 – циклонно-вихревой аппарат; 7 – ловушка; 8 – шнек; 9 – насос; 10 – бак орошения; 11 – санитарная труба.

Рисунок 5.1 – Технологическая схема очистки газов, отходящих от сушилки кипящего слоя в производстве сульфата хрома

Из бака-питателя 3 сиропообразный раствор сульфата хрома с концентрацией по CrO_3 (380-415) г/л через форсунку подается в сушилку «кипящего слоя» 4. Сушилка «КС» представляет собой полую емкость с решеткой в нижней части, на которой лежит слой гранулированного сульфата хрома «подушка». Выше решетки установлен дезинтегратор, который служит для размельчения «подушки». Получаемые при сжигании природного газа в топке сушилки 2 топочные газы поступают в нижнюю часть сушилки. В результате интенсивного теплообмена между топочными газами, «подушкой» и

раствором сульфата хрома происходит сушка последнего. Температура в сушилке под решеткой за счет разбавления горячих газов холодным воздухом поддерживается на уровне $(145-155)^{\circ}\text{C}$. Температура в слое $(70-75)^{\circ}\text{C}$. Высушенный сульфат хрома вместе с парогазовой смесью дымососом Д-12 1 протягивается через группу циклонов 5, где происходит улавливание основной его части $(90-95)\%$ и собирается в бункере циклонов, оттуда через «мигалки» и далее систему шнеков, высушенный сульфат хрома поступает в расходный бункер расфасовочного конвейера.

Парогазовая смесь для более полной очистки (до реконструкции) проходила орошаемый водой скруббер и ловушку 7, затем выбрасывалась через санитарную трубу 11 в атмосферу. На орошение скруббера использовалась техническая вода. По достижении концентрации $(110-120)\text{г/л}$ по CrO_3 растворы из баков орошения сушилок, откачиваются в бак-сборник, откуда по мере необходимости перекачиваются в бак орошения.

Воздух в сушилку «КС» подается воздуходувкой 1. Часть воздуха идет на форсунку, как «первичный» для сгорания газа, остальной воздух подается непосредственно в топку 2 для разбавления и охлаждения топочных газов.

Во время обследования существующей технологической схемы очистки, в которой в качестве окончательной ступени был установлен орошаемый полый скруббер, максимальное снижение концентрации пыли (среднее значение) составило $C_k=0,22\text{г/нм}^3$, что выше нормативного показателя ($C_{\text{норм.}}=0,174\text{ г/нм}^3$).

В реконструируемой схеме очистки орошаемый скруббер заменен на циклонно-вихревой аппарат 6.

Циклонно-вихревой аппарат работает следующим образом.

Газовый поток, поступающий на очистку, подается через штуцер установленный тангенциально в нижней части аппарата. При тангенциальном подводе газового потока возникает центробежная сила, которая воздействует на твердые частицы пыли, прижимая их к внутренней стенке аппарата. Под действием силы тяжести твердые частицы пыли сползают в коническое днище нижней ступени контакта и выводятся из аппарата через нижний патрубок.

Очищенный от пыли газовый поток через нижний срез центральной трубы поступает в верхнюю ступень контакта. При входе в нее центральная труба снабжена колпаком для исключения попадания стекающей орошающей жидкости.

Нижняя и верхняя ступени контакта разделены наклонной перегородкой, вследствие чего работа их происходит автономно.

Работа верхней ступени контакта происходит в противоточном режиме. В этом случае, поступающий снизу газовый поток, взаимодействует с орошающей жидкостью, подаваемой через ороситель в объеме насадочной зоны. Расположение насадочных элементов на струнах выполнено с шагом 2 калибра насадочного тела (для пластин). Этот шаг обеспечивает достижение режима одновременного вихреобразования (синфазного режима). Режим одновременного вихреобразования характеризуется совпадением времени образования вихрей за насадочными телами и временем движения

образованных вихрей за цепочкой насадочных тел, расположенных по ходу движения газового потока. В момент подлета происходит взаимодействие подлетевших и завершивших цикл формирования вихрей за насадочными телами. В результате такого взаимодействия суммарная мощность вихрей увеличивается, что позволяет совершить большую работу по дроблению орошающей жидкости и созданию высокоразвитой межфазной поверхности.

Очищенный газовый поток выводится из аппарата через выходной патрубок. Отработанная жидкость в верхней ступени через патрубок выводится из аппарата.

Во время испытаний реконструированной технологической схемы, проводимых совместно сотрудниками ЮКГУ им. М.Ауэзова и АО «АЗХС» (приложение Б), получены данные исследований. Диапазоны изменения замеров основных параметров газового потока при прохождении газоочистного оборудования показали, что:

До группы циклонов

- температура газа 61-65⁰С;
- давление (350-460) Па;
- расход газа 6780-7760 нм³/ч;
- средняя концентрация пыли 8,0 г/нм³.

После группы циклонов

- температура газа 58-63⁰С;
- давление (480-510) Па;
- расход газа 8100-8770 нм³/ч;
- средняя концентрация пыли 2,405 г/нм³.

После циклонно-вихревого аппарата

- температура газа 43-52⁰С;
- давление (160-200) Па;
- расход газа 10630-11770 нм³/ч;
- средняя концентрация пыли 0,029 г/нм³.

В результате проведенных испытаний подтверждена возможность эффективного улавливания пыли из газовых выбросов в циклонно-вихревом аппарате.

Циклонно-вихревой аппарат внедрен в технологической схеме очистки газов, отходящих от сушилки КС в производстве сульфата хрома (приложение В).

По результатам проведенных испытаний проведен расчет эффективности природоохранных мероприятий по защите атмосферы от загрязнений в производстве сульфата хрома (акт внедрения от 24.12.2018 года) (приложение Г). Нормативные показатели по пыли составляют $C_{норм}=0,408$ г/с. Замеры концентрации пыли после группы циклонов показали среднее значение $C_{гр.цик}=5,64$ г/с. Экономическая оценка ущерба составляет 47,9 млн.тенге.

В существовавшей схеме с использованием орошаемого полового скруббера достигается снижение концентрации выбросов до $C_{\text{скруб}}=0,67$ г/с и уменьшение ущерба до 23,7 млн.тенге.

После внедрения циклонно-вихревого аппарата снижение концентрации пыли произошло до $C_{\text{цик.вихр}}=0,088$ г/с, что в 4,6 раза ниже нормативных показателей.

Снижение концентрации выбрасываемой пыли ниже нормативных показателей практически не наносит ущерба окружающей среде.

Кроме того, результаты НИР по созданию аппарата циклонно-вихревого действия и методики расчета внедрены в учебный процесс для проведения лекционных и практических занятий по дисциплине «Аппараты с подвижной и регулярной насадкой для процессов теплообмена и пылеулавливания» (приложение Д).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Краткие выводы по результатам диссертационных исследований.

1. На основе анализа конструкций и методов расчета аппаратов центробежного действия и газожидкостных аппаратов с регулярной структурой насадочной зоны, предназначенных для проведения процессов пылеулавливания и абсорбции обоснован выбор объекта исследований - аппарата циклонно-вихревого действия. Сформулированы задачи для проведения исследований и создания научно-обоснованных методов расчета.

2. В результате анализа рекомендаций по изготовлению циклонов преимущественно конструкции НИИОГАЗ, аппаратов с регулярной подвижной насадкой, инерционно-турбулентных аппаратов с подвижной насадкой, аппаратов ударно-инерционного действия с регулярной подвижной насадкой и др. обоснованы конструктивные соотношения циклонной и вихревой ступеней аппарата циклонно-вихревого действия.

3. Проведены исследования гидравлического сопротивления участков составляющих циклонную ступень и получены расчетные зависимости гидравлического сопротивления входного участка, кольцевой зоны, выходного участка и циклонной ступени в целом.

4. Проведены исследования гидродинамических закономерностей вихревой ступени и выведены расчетные уравнения гидравлического сопротивления, количества удерживаемой жидкости, газосодержания слоя, а также структурных составляющих жидкой фазы.

5. Проведены исследования общей и фракционной эффективности пылеулавливания циклонной и вихревой ступеней и на основе полученных результатов разработаны центробежно – инерционная модель и турбулентно-диффузионная модель осаждения твердых частиц.

6. Проведены исследования массообменных характеристик насадочной зоны аппарата и получено уравнение для расчета коэффициентов массоотдачи в газовой фазе.

7. Разработаны рекомендации по эксплуатации, проектированию и методика расчета промышленных аппаратов циклонно-вихревого действия, на основе которых создан промышленный образец, внедренный в технологической схеме очистки газов, отходящих от сушилки КС в производстве сульфата хрома на АО «Актюбинский завод хромовых соединений». При этом снижена концентрация выбросов пыли в 4,6 раза ниже нормативных показателей.

Оценка полноты решений поставленных задач. Результаты теоретических исследований, их оценка, экспериментальное изучение гидродинамических закономерностей, массообменных характеристик и процесса пылеулавливания, решение вопросов математического моделирования, апробация результатов в промышленных условиях полностью соответствуют поставленным в диссертации задачам.

Разработка рекомендаций и исходных данных по конкретному использованию результатов. Результаты экспериментального изучения

гидродинамических параметров, процессов пылеулавливания и массообмена в аппарате циклонно-вихревого действия, математическое моделирование процесса пылеулавливания в ступенях аппарата, разработанные инженерные методы расчета и рекомендации по проектированию промышленных аппаратов могут быть использованы инженерно-техническими работниками промышленных предприятий и научно-исследовательских организаций, а также в учебном процессе при чтении лекций, проведении практических занятий и лабораторного практикума.

Исходными данными по конкретному использованию результатов являются расходные характеристики газового и жидкостного потоков, дисперсного состава пылевой фракции, методики инженерного расчета основных гидродинамических характеристик, параметров пылеулавливания и массообмена, а также рекомендации по проектированию промышленных аппаратов, включающих выбор режимных и конструктивных параметров.

Оценка технико-экономической эффективности внедрения. По результатам проведенных исследований разработана конструкция промышленного аппарата циклонно-вихревого действия, которая внедрена на АО «Актюбинский завод хромовых соединений» в технологической схеме очистки газовых выбросов отходящих от сушилки КС в производстве сульфата хрома. При этом концентрация выбросов пыли снижена в 4,6 раза ниже нормативных показателей.

Оценка научного уровня выполненной работы в сравнении с лучшими достижениями в данной области. Проведенная технико-экономическая оценка разработанного и исследованного аппарата циклонно-вихревого действия показывает, что по ряду показателей, таких как энергетические показатели, материалоемкость, эффективность проведения процессов пылеулавливания и массопереноса, предлагаемый аппарат превосходит современные конструкции скрубберов и комбинированных аппаратов с двумя зонами контакта.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1 Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Подготовка промышленных газов к очистке. – М.: Химия, 1975. – 216 с.
- 2 Тарат Э.Я., Воробьев О.Г., Балабеков О.С. и др. Очистка газов в производстве фосфора и фосфорных удобрений. – Л.: Химия, 1979. – 208 с.
- 3 Страус В. Промышленная очистка газов. Пер. с англ., под ред. Ю.Я. Косого. – М., 1981. – 392 с.
- 4 Балабеков О.С., Петин В.Ф. Закономерность взаимодействия вихрей, возникающих при отрывном обтекании потоком газа или жидкости дискретно расположенных вдоль него тел // Свидетельство о научном открытии №144. - М.: Международная ассоциация авторов научных открытий, 2000.
- 5 Балабеков О.С., Волненко А.А., Пралиев С., Корганбаев Б.Н., Балабекова М.О., Викторов С.В. Закономерность формирования параллельно движущихся вихревых струй при течении потока газа или жидкости через систему поперек к нему расположенных дискретных источников // Свидетельство о научном открытии №269. - М.: Международная ассоциация авторов научных открытий, 2004.
- 6 Раматуллаева Л.И. Гидродинамика и улавливание аэрозолей в аппарате с ударно-вихревым взаимодействием потоков: дис. ...канд. техн. наук. – Шымкент, 2009. – 113 с.
- 7 Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е, переработ. И доп. – М.: Химия, 1976. – 656с.
- 8 Хусанов Ж.Е. Разработка и расчет процессов комплексной очистки газов в комбинированном газожидкостном аппарате с автономными контурами орошения: дис. ... канд. техн. наук. – Шымкент, 2011. – 141с.
- 9 Патент РК №33662 по заявке №2017/0912.1 от 16.10.2017 г. МПК В01D 53/20(2006.01), 47/14(2006.01). Аппарат с насадкой для тепломассообмена и пылеулавливания / Волненко А.А., Корганбаев Б.Н., Раматуллаева Л.И., Хусанов Ж.Е., Абжапбаров А.А., Торский А.О., Жумадуллаев Д.К.; заявитель и патентообладатель ЮКГУ им.М.Ауэзова. Оpubл. 7.06.19, бюл. №23. – 4с.
- 10 Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. – Л.: Химия, 1974. – 288с.
- 11 Очистка газов: Справочное издание / В.С. Швыдкий, М.Г. Ладыгичев. – М.: Теплоэнергетик, 2002. – 640 с.
- 12 Балабеков О.С., Волненко А.А. Расчет и конструирование тепломассообменных и пылеулавливающих аппаратов с подвижной и регулярной насадкой. – Шымкент, 2015.- 184 с.
- 13 Мустафина А.И. Гидродинамика и массообмен в аппарате с регулярной подвижной пластинчатой насадкой в широком диапазоне нагрузок по жидкости: дис. ... канд. техн. наук. – М., 1989 – 180с.
- 14 Петин В.Ф. Разработка и моделирование массообменного аппарата с регулярной подвижной насадкой на основе импульсного взаимодействия фаз: дис. ... канд. техн. наук. – М., 1982. – 241с.

- 15 Волненко А.А. Разработка интенсивных насадочных массообменных аппаратов с регулярным несимметричным вихреобразованием: дис. ... канд. техн. наук. – М., 1986. – 261с.
- 16 Бекибаев Н.С., Волненко А.А., Сыдыков Ж.Е. Закономерности обтекания системы цилиндрических тел // Проблемы естественно-технических наук на современном этапе: Сб. науч. трудов. Бишкек, 2002. С. 46-49.
- 17 А.с. 1163516 СССР, МКИ В 01 D 53/20. Тепломассообменный аппарат / Петин В.Ф., Волненко А.А., Балабеков О.С. и др. (СССР). – бс.: ил.
- 18 Сарбасов А.С. Гидродинамика и тепломассообмен в аппарате с регулярной подвижной игольчатой насадкой автореферат : дис. ... канд. техн. наук. - Тамбов: Ин-т химического машиностроения, 1988. - 150 с.
- 19 Rozin P., Rommler E., Intelmann W.Z. //Ver Deut Ing. 1932, Bd.76. – S. 433-437.
- 20 Rietema K., Verner C.G. Cyclones in Industry. – Amsterdam Elsevier, 1961, V.11. – 151p.
- 21 Davies C.N. Proc. Inst. Mechan. Eng., 1952, V.18, №5 – P.185-198.
- 22 Strauss W. Industrial Gas Cleaning. 2nd ed – Oxford Pergamon Press, 1975. – 622 p.
- 23 Ter Linder A.J. //Proc. Inst. Vechan. Eng., 1949, V.160 – P.15-39.
- 24 Doerschland C., Mizek G. //Chem. Ind.(NY), 1977, V.84, №4 – P. 64-72.
- 25 Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов. – М.: Химия, 1988. – 352с.
- 26 Гордон Г.М., Пейсахов И.Л. Пылеулавливание и очистка газов. - Л.: Metallurgy, 1968. – 499 с.
- 27 Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. - М.: Наука, 1969. – 742 с.
- 28 Коузов П.А., Иофинов Г.А. Испытание обеспыливающих вентиляционных установок. - Л.: ВНИИОТ, 1971. – 165 с.
- 29 Коузов П.А. Основы дисперсионного анализа промышленных пылей. - Л.: Химия, 1971. – 279 с.
- 30 Машины и аппараты химических производств /Под ред. И.И. Чернобыльского. - М.: Машиностроение, 1975. – 454 с.
- 31 Справочник по пыле- и золоулавливанию / М.И.Биргер, А.Ю.Вальдберг, Б.И.Мягков и др. Под общ. ред. А.А.Русанова. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 312с.
- 32 Leith D., Mehta D. //Atmosph. Environm, 1973, V.7, №5 – P.527-549.
- 33 Leith D., Licht W. //AIChE, Symposium, Series, Air – 1971
- 34 Очистка промышленных газов от пыли / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг, Б.И.Мягков, И.К.Решидов. – М.: Химия, 1981. – 390с.
- 35 Alexander R.- Proc. Austral. Inst. Mining Metallurgy (New Series), 1949, V.152, № 3. - P.203 – 228.
- 36 Волненко А.А. Научные основы разработки и расчета вихревых массообменных и пылеулавливающих аппаратов: дис. ... докт. техн. наук. - Шымкент, 1999. - 300с.

37 Volnenko A.A., Abzhabparov A.A., Levdanskiy A.E., Torsky A.O. Development and calculation of two-stage vortex dust collector // IV International Conference of «Industrial Technologists and Engineering» (ICITE 2017), Shymkent, Kazakhstan, October 26-27, 2017, т.2. – P.155-162.

38 Балабеков О.С., Балтабаев Л.Ш., Тарат Э.Я. и др. Разработка и исследование массообменного аппарата с колеблющейся насадкой // Тезисы докладов научно-технической конференций, посвященной 50 летию образования СССР. – Чимкент, 1972.- С.148-153.

39 Сабырханов Д.С. Разработка, расчет и внедрение массообменных и пылеулавливающих аппаратов с подвижной и регулярной насадкой: автореф. докт. техн. наук. – Шымкент, 1996- 30 с.

40 Бекибаев Н.С. Гидродинамика и массообмен в аппарате с регулярной подвижной пластинчатой насадкой: дис. ...канд. техн. наук. – Минск, 1987. – 246 с.

41 Горбунов В.А. Очистка газов фосфорных производств от пыли в комбинированных аппаратах с регулярной подвижной насадкой: автореф. дис. ... канд. наук. – Чимкент, 1991.-19 с.

42 Сейтханов Н.Т. Структура потоков и контактный тепломассообмен в аппарате с регулярной пластинчатой насадкой: дис....канд. техн. наук. – Шымкент, 2002. -107 с.

43 Серикулы Ж. Разработка и расчет тепломассообменных аппаратов с подвижной насадкой с учетом масштабного перехода: дис. ... доктора PhD. – Шымкент. 2015. -141 с.

44 Сарсенбекулы Д. Методология расчета и проектирования аппаратов с трубчатой насадкой регулярной структуры: дис. ... доктора PhD. – Шымкент. 2016. -143 с.

45 Бекибаев Н.С. Научные основы сопряженных тепло- и массообменных процессов в синфазно-вихревых аппаратах: дис. ... докт. техн. наук. – Шымкент. 2008. – 240 с.

46 Инновационный патент №25540 РК, МПК В01D 3/00, В01D 5/00, В01D 47/05. Аппарат с насадкой для тепломассообмена и пылеулавливания / А.А.Волненко, В.К.Бишимбаев, М.З.Ескендилов, Ж.Е. Хусанов; опубл. 15.03.12, Бюл. № 3. – 4 с.

47 Коузов П.А., Мыльников С.И. Сравнительная оценка и рекомендации унификации мокрых пылеуловителей // Сб. научн. трудов институтов охраны труда ВЦСПС. – М.: Профиздат, 1971. Вып. 74. С.17 – 23.

48 Коузов П.А. Пылеподатчик ЛИОТ // Сб. научн. трудов институтов охраны ВЦСПС. – М.: Профиздат, 1969. Вып. 60. - С.3 – 12.

49 Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов: Справ. изд. / Алиев Г.М.-А. – М.: Металлургия, 1986. – 544с.

50 Лукин В.Д., Курочкина М.И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. - Л.: Химия, 1980. – 232с.

51 Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты пылеочистки. Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005.- 210с.

52 Расчет тепломассообменных и пылеулавливающих аппаратов с подвижной и регулярной насадкой. Примеры и задачи / Балабеков О.С., Волненко А.А. – Шымкент, 2016. – 223с.

53 Шарыгин М.П. Разработка и расчет устройств для разрушения отложений и пылеулавливания с управляемым вихревым потоком: дис. ... докт. техн. наук. – М., 1992. – 480с.

54 Zhumadullaev D.K., Torskiy A.O., Volnenko A.A., Abzhapbarov A.A., Korganbaev B.N. Calculation of hydrodynamic characteristics of a cyclonic-vortex apparatus // International Journal of Emerging Trends in Engineering Research. – 2020. - V.8, №9, 2020. – P. 6091-6097.

55 Torskiy A.O., Volnenko A.A., Abzhapbarov A.A., Levdanskiy A.E. Hydrodynamics of a swirling flow in the cyclone-vortex apparatus // News of the academy of sciences of the republic of Kazakhstan. Series chemistry and technology. – 2018. - №2(428).- P.72-79.

56 Балабеков О.С. Гидродинамика, массообмен и пылеулавливание при противоточных и прямоточных двухфазных капельных и пленочных течениях в слое подвижной насадки: дис. ... докт. техн. наук. – М., 1985. – 430 с.

57 Серманизов С.С. Гидродинамика, массообмен и пылеулавливание при обтекании регулярно размещенных насадочных тел: дис. ... д-ра техн. наук. – М., 1990. – 319с.

58 Пляцук Л.Д. Гидродинамика и массообмен в прямоточном массообменном аппарате с регулярной подвижной насадкой: дис. ... канд. техн. наук. – Казань, 1982. – 203с.

59 Сабырханов Д.С. Структура потоков и массообмен в аппаратах с подвижной насадкой: дис. ... канд. техн. наук. – Л., 1982. – 212с.

60 Раматуллаева Л.И., Волненко А.А., Хусанов Ж.Е., Петин В.Ф. Механизм взаимодействия вихрей в слое регулярных конических пластинчатых элементов // Тр. Межд. науч. конф. «Актуальные проблемы науки и образования в современных условиях». Шымкент: ЮКГИ им. М.Сапарбаева, 2008. – С. 132-135.

61 Ешжанов А.А., Волненко А.А., Торский А.О., Жумадуллаев Д.К. Режимы работы аппаратов с комбинированной регулярно-взвешенной насадкой // Вестник КазНУ. – 2019, №2 (132). – С.396 – 401.

62 Torskiy A.O., Volnenko A.A., Orynbekov T., Abzhapbarov A.A., Levdanskiy A.E. Methodology for calculating hydraulic resistance and dedusting efficiency of an cyclonic-vortex apparatus // Proceedings of VI International Conference «Industrial Technologist and Engineering» (ICITE 2019). – Shymkent, 2019, V.2. – P.75-80.

63 Торский А.О., Волненко А.А., Абжаббаров А.А. К расчету гидродинамических характеристик насадочной зоны циклонно-вихревого аппарата. // Тр. Междунар. науч.-практ. конф. «АУЭЗОВСКИЕ ЧТЕНИЯ - 16: «Четвертая промышленная революция: Новые возможности модернизации Казахстана в области науки, образования и культуры». – Шымкент:ЮКГУ им.М.Ауэзова, 2018, Т.9. – С.40-43.

- 64 Бекибаев Н.С., Серманизов С.С., Мустафина А.И. Энергетический подход к определению количества удерживаемой жидкости в аппарате с регулярной подвижной пластинчатой насадкой // Повышение эффективности и надежности машин и аппаратов в основной химии: Тез. докл. Всес. совещ. – Сумы, 1986. – С.83–84.
- 65 Уоллис Г. Одномерные двухфазные течения. – М.: Мир, 1972. – 440с.
- 66 Торский А.О., Волненко А.А., Абжапбаров А.А., Орынбеков Т. Расчет структурных составляющих жидкой фазы в насадочной зоне циклонно-вихревого аппарата // Тр. междунар. науч.-практ. конф. «АУЭЗОВСКИЕ ЧТЕНИЯ - 17: Новые импульсы науки и духовности в мировом пространстве». - Шымкент: ЮКГУ им.М.Ауэзова, 2019, Т.7. – С.147-152.
- 67 Кулов Н.Н. Гидродинамика и массообмен в нисходящих двухфазных пленочно-дисперсных потоках: автореф. дис. ... д-ра техн. наук. – М., 1984. – 45с.
- 68 Дитякин Ю.Ф., Клячко Л.А., Новиков Б.В., Ягодкин В.И. Распыливание жидкостей. 2-е изд. перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1977. – 208 с.
- 69 Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. – М.: Физматгиз, 1959. – 699с.
- 70 Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. – Л.: Машиностроение, 1976. – 216 с.
- 71 Русаков А.А., Янковский С.С. Импакторы для дисперсного анализа промышленных пылей. – М.: ЦНИИТЭНефтехим, 1970. – 52с.
- 72 Янковский С.С., Булгакова Н.Г., Поляков В.А. Струйный осадитель для определения дисперсного состава фосфорсодержащих пылей // В сб. “Очистка и утилизация газовых выбросов в фосфорной промышленности”. – Л.:ЛТИ им. Ленсовета, 1975. – С.17–23.
- 73 Коузов П.А., Скрыбина Л.Я. Методы определения физико-химических свойств промышленных пылей. – Л.: Химия, 1983. – 138с.
- 74 Коузов П.А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельченных материалов. 3-е изд. перераб. – Л.: Химия, 1987. – 264с.
- 75 Torsky A.O., Volnenko A.A., Abzhapbarov A.A., Levdansky A.E., Orynbekov T. M. Inertial and diffusional aerosol particle deposition effectiveness In the vortex interaction zone of cyclonic-vortex action apparatus // V International Conference of «Industrial Technologists and Engineering» (ICITE 2018) dedicated to the 75TH anniversary of M.Auezov South Kazakhstan state university and 90TH anniversary of Academician S.T. Suleimenov holding within 4.0 Industrial Revolution. – Shymkent, 2018, Т.3. – P.190-195.
- 76 Волненко А.А., Мустафина А.И., Жубаниязов Б.Т., Пляцук Л.Д. Интенсификация процессов очистки газовых выбросов от пыли // Современные машины и аппараты химических производств: Сб. тез. докл. IV Всес. научн. конф. – Чимкент, 1988, Ч.2. – С.3–5.
- 77 Волненко А.А., Абжапбаров А.А., Торский А.О., Корганбаев Б.Н., Левданский А.Э. Определение времени осаждения и предельного размера осаждаемых дисперсных частиц в аппарате циклонного типа // Тр.

международн. научно-практич. конф. «Казахстан – на пути духовного возрождения: развитие и будущее». – Шымкент: МГТУ, 2017. – С.11-14.

78 Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1987. – 496с.

79 Очистка промышленных газов от пыли / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг, Б.И.Мягков, И.К.Решидов. – М.: Химия, 1981. – 390с.

80 Фукс Н.А. Механика аэрозолей. – М.: АН СССР, 1955. – 352с.

81 Аэрозоли – пыли, дымы и туманы / Грин Х., Лейн В; Под ред. Н.А.Фукса. – Л.: Химия, 1969. – 428с.

82 Ешжанов А.А., Волненко А.А., Хусанов Ж.Е., Торский А.О., Жумадуллаев Д.К. Пылеулавливание в аппарате с комбинированной регулярно-взвешенной насадкой // Вестник КазНУ. – 2019. - №2 (132). – С.69–74.

83 Инновационный патент №30217 Республика Казахстан. МПК В01D 53/20, В01D 47/14. Аппарат с насадкой для теплообмена и пылеулавливания / Волненко А.А., Балабеков О. С., Сарсенбекулы Д., Жумадуллаев Д.К., Корганбаев Б.Н.; заявитель и патентообладатель ЮКГУ им.М.Ауэзова. - № 2014/1176.1; заявл. 09.09.14; опубл. 17.08.15, Бюл. №8. – 4 с.

84 Volnenko A.A., Balabekov O.S., Korganbaev B.N., Sarsenbekuly D. Purification apparatuses with types of regular packings for chromium salts production // Chemical engineering transactions. – 2015. - Vol.43. – P.1147-1152.

85 Инновационный патент №28151 РК. МПК F28F 1/42. Теплообменная труба / Волненко А.А., Голубев В.Г., Балабеков О.С., Бажиров Т.С., Хусанов Ж.Е., Жумадуллаев Д.К.; заявитель и патентообладатель ЮКГУ им.М.Ауэзова. - №2012/0374.1; заявл. 28.11.12; опубл. 17.02.14, Бюл. № 2. – 4 с.

86 Zhumadullayev D., Volnenko A.A., Balabekov O.S., Serikuly Zh., Kumisbekov S.A., Ramatullayeva L.I. Heat carrier vortex motion influence on the hydrodynamics and heat exchange in the pipes with transverse collars and flow core energizers // International Review of Mechanical Engineering (IREME). – 2017. - Vol.11, №2.- P.127– 131.

87 Патент на полезную модель №2092 по заявке №2016/0474.2 от 25.08.2016г. МПК В01D 53/20, 47/14. Приоритет от 9.02.2016. Аппарат с насадкой для теплообмена и пылеулавливания / Бишимбаев В.К., Волненко А.А., Ескендиоров М.З., Протопопов А.В., Жантасов К.Т., Анарбаев А.А. Опубл. 30.03.17, бюл. №6. – 4с.

88 Патент на полезную модель №3656 Республика Казахстан по заявке №2018/0037.2 от 16.01.2018г. МПК В01D 53/20 (2006/01); В01D 47/14 (2006/1) Аппарат с насадкой для теплообмена и пылеулавливания / Волненко А.А., Ешжанов А.А., Абжапбаров А.А., Ескендиоров М.З., Жумадуллаев Д.К. Опубл. 15.02.19, бюл. №7. – 4с.

89 Yeshzhanov A.A., Volnenko A.A., Zhumadullayev D., Korganbayev B.N. Calculation of Hydrodynamic Characteristics of Combined Apparatuses with a Regular-Suspended Packing // International Review of Mechanical Engineering (I.R.E.M.E.). – 2019. - Vol.13, №7. – P.382-389.

90 Ешжанов А.А. Разработка и расчет теплообменного аппарата с комбинированной регулярно-взвешенной насадкой: дис. ... доктора PhD. – Шымкент, 2020. -120 с.

91 Волненко А.А., Жубаниязов Б.Т., Аширбаев Х.А. Расчет количества удерживаемой жидкости и газосодержания в аппарате с регулярной подвижной цилиндрической насадкой // Повышение эффективности машин и аппаратов в основной химии: Тез. докл. Всес. совещ. – Сумы, 1986. С.93 – 94.

92 Якушенко С.И., Никишин П.А. Методика исследования процесса массоотдачи и брызгоуноса на крупномасштабных стендах // Тез. докл. Выездного засед. научн.-техн. комиссии по массооб. колон. аппаратуре ГКНТ СССР. – Ангарск, 1985. – С.28 – 30.

93 Перри Джон Г. Справочник инженера-химика. – Л.: Химия, Ленингр. отд-ние, 1969. – т.1. – 639с.

94 Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии // Под ред. П.Г.Романкова. – Л.: Химия, 1981. – 560с.

95 Кастальский А.А., Минц Д.М. Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения. – М.: Высшая школа, 1962. – 494с.

96 Волненко А.А., Балабеков О.С., Серикулы Ж. Расчет коэффициентов массоотдачи в газовой и жидкой фазах с регулярной подвижной насадкой // Наука и образование Южного Казахстана. – 2012. - №3/4 (94/95). – С. 86-92.

97 Brahm D., Prosner C. Absorbtion in to Turbulent Liquid // Chemical Engineering Science. – 1973. - V. 28, №5. - P.12-30.

98 Турбулентность. Принципы и применение / под ред. У. Фроста, Т. Моулдена – М.: Мир, 1980. – с. 535.

99 Колмогоров А.Н. Уравнения турбулентного движения несжимаемой жидкости // Изв. АН СССР. Серия физическая. – 1942.– Т.6, №1-2. – С. 56–58.

100 Колмогоров А.Н. Рассеяние энергии при локально-изотропной турбулентности // Докл. АН СССР. – 1941. – Т.32, № 1. – С.19 – 21.

101 Обухов А.М. О распределении энергии в спектре турбулентного потока // Докл. АН СССР. – 1941. – Т.32, № 1. – С. 22 – 24.

102 Бетчелор Д. Введение в динамику жидкости.– М.: Мир, 1973. –758 с.

103 Бекибаев Н.С. и др. К расчету коэффициентов тепло- и массоотдачи в контактных теплообменных аппаратах с регулярной цилиндрической насадкой // Вестник НАН РК. – 2003. –№3. – С.26-29.

104 АО «Актюбинский завод хромовых соединений» / Постоянный технологический регламент производства сульфата хрома, цех №4., 2015. – 91с.

105 Авербух Т.Д., Павлов П.Г. Технология соединений хрома. – Л.: Химия, 1967 -376 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ А



РЕСПУБЛИКА КАЗАХСТАН

(19) KZ (13) B (11) 33662
(51) B01D 53/20 (2006.01)
B01D 47/14 (2006.01)

МИНИСТЕРСТВО ЮСТИЦИИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

К ПАТЕНТУ

(21) 2017/0912.1

(22) 16.10.2017

(45) 07.06.2019, бюл. № 23

(72) Волненко Александр Анатольевич; Корганбаев Бауржан Ногайбаевич; Раматуллаева Лаззат Имамадиновна; Хусанов Жахонгир Евадиллоевич; Абжапбаров Абай Акилбекович; Торский Андрей Олегович; Жумадуллаев Даулет Кошкарлович

(73) Республиканское государственное предприятие на праве хозяйственного ведения "Южно-Казахстанский государственный университет имени М.Ауэзова" Министерства образования и науки Республики Казахстан

(56) KZ 25540 A4, 15.03.2012

CN 107243206 A, 13.10.2017

SU 1500334 A1, 15.08.1989

KZ 20069 A4, 15.09.2008.

(54) **АППАРАТ С НАСАДКОЙ ДЛЯ ТЕПЛОМАССОБМЕНА И ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЯ**

(57) Изобретение относится к теплообменному и пылеулавливающему оборудованию и может найти применение в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, пищевой, металлургической, горнодобывающей, целлюлозно-бумажной промышленности, преимущественно при осуществлении процессов теплообмена и пылеулавливания.

Задача изобретения - повышение эффективности аппарата за счет раздельного проведения процесса пылеулавливания сухим способом в нижней части аппарата и процесса теплообмена в насадочной зоне верхней части аппарата.

Поставленная задача решается в аппарате с насадкой для теплообмена и пылеулавливания, включающем корпус с контактными зонами,

разграниченными наклонной перегородкой с углом наклона 15-30° с патрубками и отбойными колпаками для прохода газового потока, штуцер ввода газа и штуцер, снабженный коническим центробежным завихрителем для выхода газа, штуцеры для ввода и вывода жидкости, рециркулирующей жидкости, опорные решетки, насадочные тела, наназанные на струны с шагом 1-4 калибра насадочного тела, в котором, согласно изобретению, корпус аппарата имеет одинаковый диаметр в нижней и верхней ступенях контакта, штуцер для ввода газа в нижней ступени выполнен тангенциально с углом наклона 11-25°, выход газового потока в верхнюю ступень контакта осуществляется через центральную трубу, установленную соосно с корпусом нижней ступени контакта, при этом диаметр центральной трубы в нижней ступени контакта 0,59D (D - внутренний диаметр аппарата), диаметр патрубка для вывода пыли (0,3-0,4)D, длина центральной трубы до наклонной перегородки составляет (1,2-2,0)D, а длина центральной трубы над наклонной перегородкой (0,5-0,6)D, высота цилиндрической и конической частей нижней ступени (2,0-2,26)D.

Выполнение нижней ступени аппарата с тангенциальным подводом газового потока и центральной трубой, расположенной соосно с корпусом для вывода газа позволяет реализовать сухой способ пылеулавливания, исключая образование шлама. Изготовление корпуса аппарата с одинаковым диаметром в верхней и нижней ступенях контакта приводит к снижению материалоемкости аппарата и уменьшению производственной площади, занятой под газоочистное оборудование.

(19) KZ (13) B (11) 33662

Изобретение относится к теплообменному и пылеулавливающему оборудованию и может найти применение в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, пищевой, металлургической, горнодобывающей, целлюлозно-бумажной промышленности, преимущественно при осуществлении процессов теплообмена и пылеулавливания.

Известен аппарат с регулярной насадкой (а.с. СССР №1450180 кл. В01Д 53/20, 1997), включающий корпус с контактной зоной, секционированный штуцер ввода газа и штуцер, снабженный центробежным завихрителем для выхода газа, штуцеры для ввода и вывода жидкости, рециркулирующего раствора, опорные решетки и насадочные элементы, закрепленные на струнах с шагом 1-4 калибра каждого предыдущего элемента, а отношение размеров предыдущего к последующему по ходу потока газа элементу составляет 0,5-1.

Эффективность работы аппарата достигается за счет использования механизмов ударного и вихревого взаимодействия потоков, причем вихревое взаимодействие происходит в режиме одновременного вихреобразования (синфазного режима).

Недостатком известного аппарата является то, что использование на струнах насадочных элементов с увеличивающимся по ходу газового потока размерами приводит к усложнению конструкции насадки и стабильности поддержания синфазного режима. Кроме того, при проведении процессов абсорбции и пылеулавливания с большой концентрацией адгезионных твердых частиц в одной ступени контакта происходит быстрое насыщение поглотительного раствора, в результате чего эффективность аппарата резко снижается.

Наиболее близким к предлагаемому изобретению является аппарат с насадкой для теплообмена и пылеулавливания (инновационный патент РК №25540, В01Д 53/20, 47/14, 2012), включающем корпус с контактной зоной, секционированный штуцер ввода газа и штуцер, снабженный коническим центробежным завихрителем для выхода газа, штуцеры для ввода и вывода жидкости, рециркулирующей жидкости, опорные решетки, насадочные тела, нанизанные на струны с шагом 1-4 калибра насадочного тела, в котором, корпус аппарата выполнен ступенчатым с большим диаметром в нижней ступени контакта и меньшим диаметром в верхней ступени контакта и снабжен наклонной перегородкой с патрубками и отбойными колпаками для прохода газового потока, разграничивающей два автономных контура орошения и имеющей угол наклона 15-30°, а высота патрубков для прохода газа уменьшается в сторону, противоположную от штуцера слива отработанной орошающей жидкости.

Эффективность работы аппарата достигается за счет использования ударного механизма взаимодействия газового потока с жидкостью в нижней ступени контакта и вихревого

взаимодействия фаз (с возможностью достижения синфазного режима) в верхней ступени контакта.

Недостатками известного аппарата является то, что изготовление двух ступеней контакта с разными диаметрами приводит к увеличению материалоемкости аппарата. Кроме того, в двух ступенях контакта используется поглотительный раствор (одинаковый или разный по составу), что неизбежно приводит к увеличению количества шлама, требующего дальнейшей переработки, а значит и росту стоимости проведения процессов.

В настоящем изобретении решается задача по разработке конструкции аппарата с насадкой для теплообмена и пылеулавливания, обеспечивающей повышение эффективности аппарата за счет раздельного проведения процесса пылеулавливания в нижней части аппарата и процесса теплообмена в насадочной зоне верхней части аппарата. При этом процесс пылеулавливания в нижней части аппарата осуществляется сухим способом, а абсорбция или контактный теплообмен проводится в верхней части аппарата с использованием поглотительного раствора.

Технический результат при использовании предлагаемого изобретения заключается в достижении высокой эффективности процесса пылеулавливания в отсутствие поглотительного раствора, обеспечении высоких показателей коэффициентов массоотдачи и теплоотдачи, снижении материалоемкости аппарата, уменьшении производственной площади за счет создания более компактного аппарата.

Поставленная задача решается в аппарате с насадкой для теплообмена и пылеулавливания, включающем ступенчатый корпус с контактными зонами, разграниченными наклонной перегородкой с углом наклона 15-30° с патрубками и отбойными колпаками для прохода газового потока, штуцер ввода газа и штуцер, снабженный коническим центробежным завихрителем для выхода газа, штуцеры для ввода и вывода жидкости, рециркулирующей жидкости, опорные решетки, насадочные тела, нанизанные на струны с шагом 1-4 калибра насадочного тела, в котором, согласно изобретению, корпус аппарата имеет одинаковый диаметр в нижней и верхней ступенях контакта, штуцер для ввода газа в нижней ступени выполнен тангенциально с углом наклона 11-25°, выход газового потока в верхнюю ступень контакта осуществляется через центральную трубу, установленную соосно с корпусом нижней ступени контакта, при этом диаметр центральной трубы в нижней ступени контакта 0,59D (D - внутренний диаметр аппарата), диаметр патрубка для вывода пыли (0,3-0,4)D, длина центральной трубы до наклонной перегородки составляет (1,2-2,0)D, а длина центральной трубы над наклонной перегородкой (0,5-0,6)D, высота цилиндрической и конической частей нижней ступени (2,0-2,26) D.

На фиг. 1 изображен общий вид аппарата с двумя ступенями контакта; на фиг. 2 - разрез А-А корпуса аппарата.

Аппарат с насадкой для тепломассообмена и пылеулавливания включает корпус 1, штуцеры 2 и 3, соответственно для ввода и вывода газа, ороситель 4 для ввода орошающей жидкости в верхнюю ступень контакта и штуцер 5 для слива отработанного поглотителя, штуцеры 6 и 7 для рециркулирующей жидкости, опорно-распределительные решетки 8, струны 9 с закрепленными на них насадочными телами 10. Штуцер вывода газа 3 снабжен коническим центробежным завихрителем 11. Верхняя и нижняя ступень контакта разделены наклонной перегородкой 12 с вмонтированной в нее центральной трубой 13, расположенной соосно с корпусом нижней ступени контакта. Верхний срез центральной трубы снабжен колпаком 14. Нижняя ступень контакта имеет коническое днище 15 с патрубком для вывода уловленной пыли 16.

Сопоставительный анализ заявляемого технического решения с прототипом показывает, что заявляемое устройство отличается от известного тем, что корпус аппарата имеет одинаковый диаметр в нижней и верхней ступенях контакта, штуцер для ввода газа в нижней ступени имеет тангенциальный вход с углом наклона $11-25^\circ$, а выход газового потока в верхнюю ступень контакта осуществляется через центральную трубу, установленную соосно с корпусом нижней ступени контакта.

Аппарат с насадкой для тепломассообмена и пылеулавливания работает следующим образом.

Газовый поток, поступающий на очистку, подается через штуцер 2 установленный тангенциально в нижней части аппарата. При тангенциальном подводе газового потока возникает центробежная сила, которая воздействует на твердые частицы пыли, прижимая их к внутренней стенке аппарата 1. Под действием силы тяжести твердые частицы пыли сползают в коническое днище 15 нижней ступени контакта и выводятся из аппарата через патрубок 16.

Очищенный от пыли газовый поток через нижний срез центральной трубы 13 поступает в верхнюю ступень контакта. При входе в нее центральная труба 13 снабжена колпаком 14 для исключения попадания стекающей орошающей жидкости.

Нижняя и верхняя ступени контакта разделены наклонной перегородкой 12, вследствие чего работа их происходит автономно.

Работа верхней ступени контакта происходит в противоточном режиме. В этом случае, поступающий снизу газовый поток, взаимодействует с орошающей жидкостью, подаваемой через оросителя 4 в объеме насадочной зоны. Расположение насадочных элементов 10 на струнах 9 выполнено с шагом 1-4 калибра насадочного тела (в зависимости от их геометрической формы). Эти шаги обеспечивают достижение режима одновременного вихреобразования (синфазного режима). Режим одновременного вихреобразования характеризуется совпадением времени образования вихрей за насадочными телами и временем движения

образованных вихрей за цепочкой насадочных тел, расположенных по ходу движения газового потока. В момент подлета происходит взаимодействие подлетевших и завершивших цикл формирования вихрей за насадочными телами. В результате такого взаимодействия суммарная мощность вихрей увеличивается, что позволяет совершить большую работу по дроблению орошающей жидкости и созданию высокоразвитой межфазной поверхности.

Очищенный газовый поток выводится из аппарата через штуцер 3, снабженный коническим центробежным завихрителем 11 со штуцерами слива отсепарированной жидкости 6. Отсепарированная жидкость возвращается в аппарат через штуцер 7 и вместе с отработанной жидкостью в верхней ступени через патрубок 5 выводится из аппарата.

Выполнение корпуса аппарата с одинаковым диаметром в нижней и верхней ступенях контакта является возможным, вследствие того, что оптимальной скоростью газового потока при реализации центробежного механизма пылеулавливания и вихревого взаимодействия потоков при проведении процессов тепломассообмена является скорость 3,5-4,5 м/с. Это обеспечивает компактность аппарата и снижение его материалоемкости.

Установка штуцера для ввода газа в нижней ступени контакта с углом наклона $11-25^\circ$ позволяет регулировать эффективность пылеулавливания и гидравлического сопротивления нижней ступени контакта. При работе в нижнем пределе угла наклона входного патрубка снижается гидравлическое сопротивление и вместе с этим падает эффективность пылеулавливания. Работа при верхнем пределе угла наклона входного патрубка, наоборот, приводит к росту эффективности пылеулавливания, тогда как гидравлическое сопротивление увеличивается.

В том случае, когда выдерживаются следующие конструктивные соотношения в нижней ступени контакта: диаметр центральной трубы $0,59D$ (D - внутренний диаметр аппарата), диаметр патрубка для вывода пыли $(0,3-0,4)D$, длина центральной трубы до наклонной перегородки составляет $(1,2-2,0)D$, а длина центральной трубы над наклонной перегородкой $(0,5-0,6)D$, высота цилиндрической и конической частей нижней ступени $(2,0-2,26)D$, обеспечивается оптимальное сочетание эффективности пылеулавливания и гидравлического сопротивления.

Установка центральной трубы с длиной менее $1,2D$ до наклонной перегородки позволяет несколько снизить гидравлическое сопротивление нижней ступени, но эффективность пылеулавливания при этом падает. Увеличение длины трубы свыше $2D$ приводит к росту гидравлического сопротивления при практически неизменной эффективности.

Длина центральной трубы над наклонной перегородкой $(0,5-0,6)D$ обеспечивает стабильную работу верхней ступени аппарата и исключает попадание орошающей жидкости в нижнюю ступень контакта.

Высота цилиндрической и конической частей нижней ступени должна составлять $(2,0-2,26)D$. Снижение высоты как цилиндрической, так и конической частей менее $2D$ приводит к ухудшению показателей эффективности, а превышение высоты свыше $2,26D$ способствует росту габаритов и материалоемкости аппарата.

Преимуществами предложенного технического решения по сравнению с прототипом является:

- обеспечение эффективного проведения процесса пылеулавливания сухим способом, исключая образование шлама;
- снижение материалоемкости аппарата за счет изготовления корпуса аппарата с одинаковым диаметром в верхней и нижней ступенях контакта;
- уменьшение производственной площади, занятой под газоочистное оборудование.

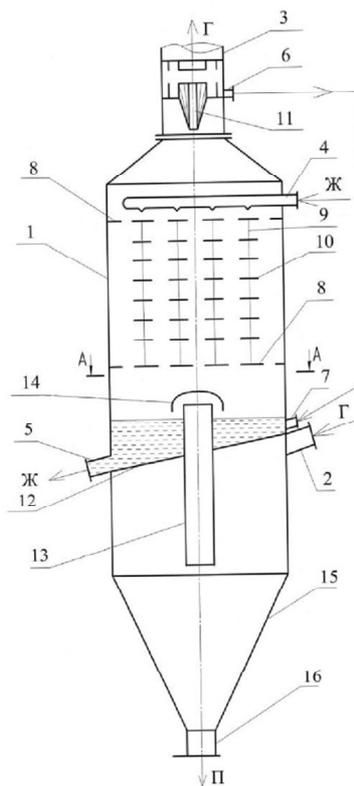
ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Аппарат с насадкой для тепломассообмена и пылеулавливания, включающий ступенчатый корпус с контактными зонами, разграниченными наклонной перегородкой с углом наклона $15-30^\circ$ с патрубками и отбойными колпаками для прохода

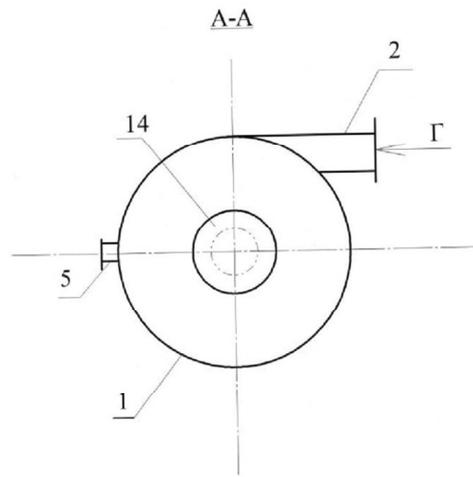
газового потока, штуцер ввода газа и штуцер, снабженный коническим центробежным завихрителем для выхода газа, штуцеры для ввода и вывода жидкости, рециркулирующей жидкости, опорные решетки, насадочные тела, нанизанные на струны с шагом $1-4$ калибра насадочного тела, отличающийся тем, что корпус аппарата имеет одинаковый диаметр в нижней и верхней ступенях контакта, штуцер для ввода газа в нижней ступени выполнен тангенциально, а выход газового потока в верхнюю ступень контакта осуществляется через центральную трубу, установленную соосно с корпусом нижней ступени контакта.

2. Аппарат с насадкой по п.1, отличающийся тем, что штуцер для ввода газа в нижней ступени контакта имеет угол наклона $11-25^\circ$.

3. Аппарат с насадкой по п.1, отличающийся тем, что диаметр центральной трубы в нижней ступени контакта $0,59 D$, диаметр патрубка для вывода пыли $(0,3-0,4) D$, длина центральной трубы до наклонной перегородки составляет $(1,2-2,0) D$, а длина центральной трубы над наклонной перегородкой $(0,5-0,6) D$, высота цилиндрической и конической частей нижней ступени $(2,0-2,26) D$.



Фиг. 1



Фиг. 2

Верстка Ж. Каримбекова
Корректор Б. Омарова

сушилки. В результате интенсивного теплообмена между топочными газами, «подушкой» и раствором сульфата хрома происходит сушка последнего. Температура в сушилке под решеткой за счет разбавления горячих газов холодным воздухом поддерживается на уровне $(145-155)^{\circ}\text{C}$. Температура в слое $(7075)^{\circ}\text{C}$. Высушенный сульфат хрома вместе с парогазовой смесью дымососом Д-12 протягивается через группу циклонов, где происходит улавливание основной его части (90-95)% и собирается в бункере циклонов, оттуда через «мигалки» и далее систему шнеков, высушенный сульфат хрома поступает в расходный бункер расфасовочного конвейера.

Парогазовая смесь для более полной очистки проходит орошаемый водой скруббер и ловушку, затем выбрасывается через санитарную трубу в атмосферу. На орошение скруббера используется техническая вода. По достижении концентрации $(110-120)\text{г/л}$ по CrO_3 растворы из баков орошения сушилок, откачиваются в бак-сборник, откуда по мере необходимости перекачиваются в бак орошения.

Воздух в сушилку «КС» подается воздуходувкой. Часть воздуха идет на форсунку, как «первичный» для сгорания газа, остальной воздух подается непосредственно в топку для разбавления и охлаждения топочных газов.

Во время обследования существующей технологической схемы очистки, в которой в качестве окончательной ступени был установлен орошаемый полый скруббер, максимальное снижение концентрации пыли (среднее значение) составило $C_k=0,22\text{г/нм}^3$, что выше нормативного показателя ($C_{\text{норм.}}=0,174\text{ г/нм}^3$).

В реконструируемой схеме очистки орошаемый скруббер заменен на циклонно-вихревой аппарат.

Циклонно-вихревой аппарат работает следующим образом.

Газовый поток, поступающий на очистку, подается через штуцер установленный тангенциально в нижней части аппарата. При тангенциальном подводе газового потока возникает центробежная сила, которая воздействует на твердые частицы пыли, прижимая их к внутренней стенке аппарата. Под действием силы тяжести твердые частицы пыли сползают в коническое днище нижней ступени контакта и выводятся из аппарата через нижний патрубок.

Очищенный от пыли газовый поток через нижний срез центральной трубы поступает в верхнюю ступень контакта. При входе в нее центральная труба снабжена колпаком для исключения попадания стекающей орошающей жидкости.

Нижняя и верхняя ступени контакта разделены наклонной перегородкой, вследствие чего работа их происходит автономно.

Работа верхней ступени контакта происходит в противоточном режиме. В этом случае, поступающий снизу газовый поток, взаимодействует с орошающей жидкостью, подаваемой через ороситель в объеме насадочной зоны. Расположение насадочных элементов на струнах выполнено с шагом 2 калибра насадочного тела (для пластин). Этот шаг обеспечивает достижение режима одновременного вихреобразования (синфазного режима). Режим

одновременного вихреобразования характеризуется совпадением времени образования вихрей за насадочными телами и временем движения образованных вихрей за цепочкой насадочных тел, расположенных по ходу движения газового потока. В момент подлета происходит взаимодействие подлетевших и завершивших цикл формирования вихрей за насадочными телами. В результате такого взаимодействия суммарная мощность вихрей увеличивается, что позволяет совершить большую работу по дроблению орошающей жидкости и созданию высокоразвитой межфазной поверхности.

Очищенный газовый поток выводится из аппарата через выходной патрубок. Отработанная жидкость в верхней ступени через патрубок выводится из аппарата.

Во время испытаний реконструированной технологической схемы, проводимых совместно сотрудниками ЮКГУ им. М.Ауэзова и АО «АЗХС», получены данные, представленные в таблице 1.

Замеры основных параметров газового потока при прохождении газоочистного оборудования показали, что:

До группы циклонов

- температура газа 61-65⁰С;
- давление (350-460) Па;
- расход газа 6780-7760 нм³/ч;
- средняя концентрация пыли 8,0 г/нм³.

После группы циклонов

- температура газа 58-63⁰С;
- давление (480-510) Па;
- расход газа 8100-8770 нм³/ч;
- средняя концентрация пыли 2,405 г/нм³.

После циклонно-вихревого аппарата

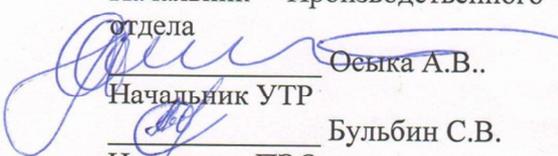
- температура газа 43-52⁰С;
- давление (160-200) Па;
- расход газа 10630-11770 нм³/ч;
- средняя концентрация пыли 0,029 г/нм³.

В результате проведенных испытаний подтверждена возможность эффективного улавливания пыли из газовых выбросов в циклонно-вихревом аппарате (ниже требований норматива).

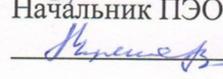
Акт подписали:

От АО «АЗХС»

Начальник Производственного
отдела

 Осеика А.В..

Начальник УТР
 Бульбин С.В.

Начальник ПЭО
 Чуянова А.В.

от ЮКГУ им. М.Ауэзова

Научный руководитель
 д.т.н., проф. А.А.Волненко

Исполнители:

 А.О. Торский

 А.А.Абжапбаров

Таблица 1 - Результаты промышленных испытаний циклонно-вихревого аппарата в производстве сульфата хрома (производство сульфата хрома (основного), цех №4).

№ п/п	Диаметр газохода, мм	Температура, °С	Давление, Па	Скорость в газоходе, м/с	Производительность, нм ³ /ч	Концентр. пыли, г/нм ³
Вход до циклонов						
1.	700	63	430	6,9	7760	8,200
2.		65	400	6,7	7500	6,992
3.		64	350	6,4	7260	8,816
4.		61	460	6,1	6780	8,019
Выход после циклонов						
1.	800	60	510	6,8	8770	2,46
2.		63	505	6,7	8560	2,10
3.		62	480	7,0	8340	2,65
4.		58	490	6,5	8100	2,41
Выход после циклонно-вихревого аппарата						
1.	800	50	200	7,2	11000	0,040
2.		48	180	7,0	10770	0,018
3.		43	160	6,8	10630	0,027
4.		52	200	7,4	11240	0,030

ПРИЛОЖЕНИЕ В

«УТВЕРЖДАЮ»
Председатель правления
АО «АЗХС» Жимич А. А.
«26» 2018г.



АКТ ВНЕДРЕНИЯ циклонно-вихревого аппарата

ЗАКАЗЧИК – АО «Актюбинский завод хромовых соединений»

НАСТОЯЩИМ АКТОМ ПОДТВЕРЖДАЕТСЯ, что результаты работы
«Разработка и внедрение низкоэнергоемких и высокоэффективных тепло-
массообменных и газоочистных аппаратов для процессов теплообмена и
газоочистки».

ВЫПОЛНЕННОЙ В Южно-Казахстанском государственном университете им.
М.Ауэзова.

ВЫПОЛНЯЕМОЙ в период с 01.06.18 г. по 31.12.18 г.

ВНЕДРЕННЫ на АО «Актюбинский завод хромовых соединений».

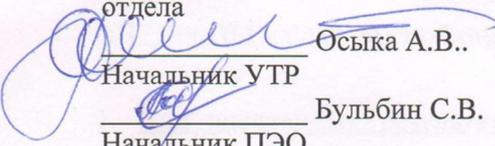
1. Вид внедренных результатов: циклонно-вихревой аппарат для проведения процесса пылеулавливания.
2. Характеристика масштаба внедрения: единичное.
3. Форма внедрения: конструкция циклонно-вихревого аппарата.
4. Новизна результатов научно-исследовательских работ: комбинирование центробежного (в нижней ступени аппарата) и инерционно-диффузионного (в верхней ступени аппарата в объеме регулярной подвижной насадки)

механизмов позволило значительно повысить эффективность процесса пылеулавливания.

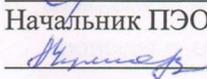
5. Опытно-промышленная проверка: промышленные испытания циклонно-вихревого аппарата, установленного в схеме в схеме сушки сульфата хрома в производстве сульфата хрома.
6. Внедрен: циклонно-вихревой аппарат в производство сульфата хрома (цех № 4) и сдан в эксплуатацию с 24.12.2018 г.
7. Социальный и научно-технический эффект: снижение воздействия на окружающую среду вредных выбросов, улучшение и оздоровление условий труда.

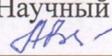
Акт подписали:

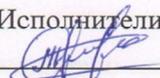
От АО «АЗХС»
Начальник Производственного
отдела

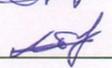
 Осыка А.В..

Начальник УТР
 Бульбин С.В.

Начальник ПЭО
 Чуянова А.В.

от ЮКГУ им. М.Ауэзова
Научный руководитель
 д.т.н., проф. А.А.Волненко

Исполнители:
 А.О. Торский

 А.А.Абжапбаров

ПРИЛОЖЕНИЕ Г

«УТВЕРЖДАЮ»

Председатель управления
АО «Актюбинский завод
хромовых соединений».

А.А. Химич
«26» 2018г.

РАСЧЕТ

эффективности природоохранных мероприятий по защите атмосферы от загрязнений в производстве сульфата хрома (акт внедрения от 24.12.2018года).

Установление экономической оценки ущерба от загрязнения окружающей среды осуществляется на основании «Правил экономической оценки ущерба от загрязнения окружающей среды» [1].

Экономическая оценка ущерба косвенным методом от загрязнения атмосферного воздуха выбросами от стационарных источников и от сжигания газа на факелах, сверхустановленных нормативов по *i*-ому ингредиенту определяется по формуле:

$$U_i = (C_{\text{факт}i} - C_{\text{норм}i}) \times 3\,600/1\,000\,000 \times A_i \times T \times 2,2 \text{ МРП} \times 10 \times K_1 \times K_2 \quad (1)$$

где: U_i – экономическая оценка ущерба от загрязнения атмосферного воздуха от стационарных источников и от сжигания газа на факелах, *i*-ым ингредиентом, тенге;

$C_{\text{факт}i}$ – фактический выброс *i*-ого загрязняющего вещества, выявленный в ходе государственного либо производственного экологического контроля, г/сек;

$C_{\text{норм}i}$ – норматив выброса *i*-ого загрязняющего вещества, г/сек;

A_i – коэффициент относительной опасности, определяемый по формуле:

$A_i = 1/\text{ПДК}_{\text{ср}}$, где $\text{ПДК}_{\text{ср}}$ – предельно допустимая среднесуточная концентрация загрязняющего вещества в атмосферном воздухе;

T – время работы оборудования за период нанесения ущерба, принимаемое за время, прошедшее с последней проверки, проведенной в ходе государственного либо производственного экологического контроля (в часах);

МРП – месячный расчетный показатель, установленный законодательными актами на соответствующий финансовый год;

10 – повышающий коэффициент;

K_1 – коэффициент экологической опасности (определяется по приложению 1 [1]);

K_2 – коэффициент экологического риска (определяется по приложению 2 [1]).

Для существующей технологической схемы, исходя из показателей концентрации пыли после группы циклонов, экономическая оценка ущерба по уравнению (1) при следующих значениях составляющих:

$C_{\text{факт}} = 5,64 \text{ г/сек}$; $C_{\text{норм}} = 0,408 \text{ г/сек}$; $A = 1/\text{ПДК}_{\text{сс}} = 66,7$ где $\text{ПДК}_{\text{сс}} = 0,015 \text{ мг/м}^3$ для пыли в пересчете на Cr(VI); $T = 7200 \text{ час}$; $\text{МРП}(2018) = 2405 \text{ тенге}$; $K_1 = 1$; $K_2 = 1$ составит:

$$U_1 = (5,64 - 0,408) \times 3 \ 600 / 1 \ 000 \ 000 \times 66,7 \times 7200 \times 2,2 \times 2405 \times 10 \times 1 \times 1 = 478592984,3 \text{ тенге}$$

Для технологической схемы с орошаемым полым скруббером ($C_{\text{факт}} = 0,667 \text{ г/сек}$; $C_{\text{норм}} = 0,408 \text{ г/сек}$) экономическая оценка ущерба составит:

$$U_2 = (0,667 - 0,408) \times 3 \ 600 / 1 \ 000 \ 000 \times 66,7 \times 7200 \times 2,2 \times 2405 \times 10 \times 1 \times 1 = 23691816,3 \text{ тенге}$$

Орошаемый полый скруббер позволяет снизить величину ущерба, однако нормативных требований при этом достигнуто не было.

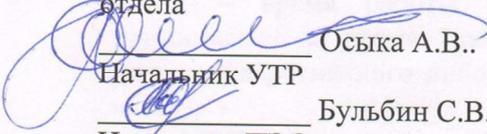
После установки циклонно-вихревого аппарата в схеме сушки сульфата хрома в производстве сульфата хрома натрия вместо орошаемого полого скруббера произошло снижение концентрации выбрасываемой пыли в окружающую среду $C_{\text{факт}} = 0,029 \text{ г/м}^3$ или $0,088 \text{ г/сек}$ (акт промышленных испытаний), что значительно ниже нормативного показателя.

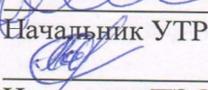
Литература

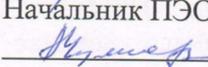
1 Об утверждении Правил экономической оценки ущерба от загрязнения окружающей среды /Постановление Правительства Республики Казахстан от 27 июня 2007 года N 535

От АО «АЗХС»

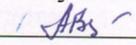
Начальник Производственного
отдела

 Осыка А.В..

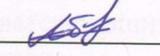
Начальник УТР
 Бульбин С.В.

Начальник ПЭО
 Чуянова А.В.

от ЮКГУ им. М.Ауэзова

Научный руководитель
 д.т.н., проф. А.А.Волненко

Исполнители:
 А.О. Торский

 А.А.Абжапбаров

ПРИЛОЖЕНИЕ Д