

ФГБОУ ВО ПЕНЗЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
АРХИТЕКТУРЫ И СТРОИТЕЛЬСТВА

На правах рукописи



Петрунин Алексей Алексеевич

**СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИИ
ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ НЕФТЕСОДЕРЖАЩИХ
ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ СТОЧНЫХ ВОД С
ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ РОТОРНО-ДИСПЕРГИРУЮЩЕГО
УСТРОЙСТВА**

Специальность 05.23.04 – Водоснабжение, канализация,
строительные системы охраны водных ресурсов

Диссертация
на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель –
доктор технических наук,
профессор С. Ю. Андреев

Пенза 2016

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
ГЛАВА 1. АНАЛИТИЧЕСКИЙ ОБЗОР КОНСТРУКТИВНЫХ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РЕШЕНИЙ, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ДЛЯ ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ ПРОМЫВНЫХ СТОЧНЫХ ВОД, СОДЕРЖАЩИХ НЕФТЕПРОДУКТЫ.....	11
1.1 Источники образования, состав и свойства промывных сточных вод предприятий машиностроительного профиля, содержащих нефтепродукты.....	11
1.2 Классификация способов флотационной очистки сточных вод.....	15
1.3 Флотация с механическим диспергированием воздуха.....	20
1.4 Гидродинамическое диспергирование воздуха в воде.....	23
1.5 Флотация с подачей воздуха в воду через пористые материалы.....	26
1.6 Электрофлотация.....	32
1.7 Химическая флотация.....	36
1.8 Флотация с выделением воздуха из пересыщенного раствора.....	37
Выводы.....	54
ГЛАВА 2. ТЕОРЕТИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ВЫБОРА НАПРАВЛЕНИЯ ПОВЫШЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ ФЛОТАЦИОННОГО МЕТОДА ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД, СОДЕРЖАЩИХ НЕФТЕПРОДУКТЫ.....	55
2.1 Теоретические основы элементарного акта взаимодействия единичной флотируемой частицы с единичным пузырьком воздуха.....	55
2.2 Теоретические основы процесса образования пузырька воздуха из пересыщенного раствора жидкости.....	69
2.3 Теоретические основы процесса механического диспергирования водовоздушной смеси.....	82
Выводы.....	99

ГЛАВА 3. ЭКСПЕРИМЕНАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИИ ДИСПЕРГИРОВАНИЯ ВОДОВОЗДУШНОЙ СМЕСИ В РОТОРНО-ДИСПЕРГИРУЮЩЕМ УСТРОЙСТВЕ.....	101
3.1 Объект исследований, программа и методика проведения исследований процесса диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве.....	101
3.1.1 Объект и предмет исследований	101
3.1.2 Описание установки для проведения лабораторных исследований процесса диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве.....	102
3.1.3 Программа и методика проведения лабораторных исследований технологии диспергирования водовоздушной смеси в роторно- диспергирующем устройстве.....	106
3.2 Результаты экспериментальных исследований технологии диспергирования водовоздушной смеси в роторно- диспергирующем устройстве.....	108
3.3 Оценка достоверности полученных экспериментальных данных. Разработка математических зависимостей, описывающих процесс диспергирования водовоздушной смеси в роторно- диспергирующем устройстве.....	115
Выводы	117
ГЛАВА 4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ДИСПЕРГИРОВАННОЙ ВОДОВОЗДУШНОЙ СМЕСИ В ПОЛЕ ДЕЙСТВИЯ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ И РЕАГЕНТНОЙ ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ НЕФТЕСОДЕРЖАЩИХ СТОЧНЫХ ВОД НА ЦИКЛОННОМ ФЛОТАТОРЕ.....	118

4.1 Лабораторная установка, программа и методика проведения экспериментальных исследований.....	118
4.1.1. Описание установки для проведения исследований процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил.....	118
4.1.2. Программа и методика проведения экспериментальных исследований процессов разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил и реагентной флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод на циклонном флотаторе.....	121
4.2. Результаты экспериментальных исследований процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил.....	124
Выводы.....	130
ГЛАВА 5. ПРОИЗВОДСТВЕННОЕ ВНЕДРЕНИЕ ТЕХНОЛОГИИ ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ ПРОМЫВОЧНЫХ СТОЧНЫХ ВОД С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ РОТОРНО-ДИСПЕРГИРУЮЩЕГО УСТРОЙСТВА.....	132
5.1. Производственное внедрение технологии флотационной очистки промывочных сточных вод с использованием роторно-диспергирующего устройства на локальных очистных сооружениях ОАО «Пензтяжпромарматура».....	132
5.2. Рекомендации по проектированию и расчету аппаратного оформления предлагаемой технологии. Расчет экономического эффекта, полученного от внедрения.....	139
Заключение.....	143
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	145
Приложение 1. Акт внедрения (производственного испытания).....	160

ВВЕДЕНИЕ

Среди проблем, связанных с защитой окружающей природной среды, наиболее актуальной является проблема охраны поверхностных водоемов от загрязнений производственными сточными водами. Сброс недостаточно очищенных производственных сточных вод в водоемы приводит как к повышению фоновых значений содержащихся в них органических веществ, так и к увеличению концентраций отдельных токсичных компонентов. Охрана поверхностных водоемов от загрязнений, поступающих в них с недостаточно очищенными сточными водами, является важнейшей социальной и общественной задачей, входящей в комплекс вопросов глобальной проблемы охраны природы и повышения эффективности использования природных ресурсов.

Одним из наиболее опасных загрязнителей окружающей среды являются производственные сточные воды машиностроительных заводов, содержащие нефтепродукты.

В настоящее время получили широкое распространение флотационные методы очистки производственных сточных вод, содержащие нефтепродукты.

В отличие от методов гравитационного выделения загрязнений из сточных вод, эффективность метода флотационной очистки мало зависит от седиментационных свойств загрязняющих компонентов, а определяется оседанием образующихся флотокомплексов, что значительно повышает результативность и надежность процесса сепарации загрязнений производственных сточных вод.

Существенным фактором, влияющим на эффективность процесса флотационной очистки производственных сточных вод, является степень дисперсности используемой в нем водовоздушной смеси, определяемой величиной среднего диаметра пузырьков воздуха d_n .

Вероятность образования флотокомплекса «извлекаемая частица – пузырек воздуха» зависит от величины коэффициента эффективности захвата E , являющегося функцией соотношения квадрата диаметров извлекаемой частицы $d_{\text{ч}}$ и пузырька воздуха d_n , в связи с чем эффективная флотационная очистка

сточных вод, как правило, возможна лишь при среднем размере пузырьков в водовоздушной смеси не более $d_{\text{п}} = 20-100$ мкм. Водовоздушные смеси с такими характеристиками в настоящее время получаются лишь в процессе напорной (компрессионной) флотации.

Основным недостатком процесса напорной флотации, ограничивающим возможность дальнейшего повышения эффективности этого метода, является низкое значение коэффициента газонаполнения ($\varphi = 0,001 - 0,003$) получаемой водовоздушной смеси.

Представленная работа посвящена проблеме разработки и исследования новой технологии получения мелкодисперсной водовоздушной смеси с высоким газонаполнением для интенсификации процесса флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты, что подтверждает ее актуальность.

Работа выполнялась в рамках «Программы социально-экономического развития Пензенской области до 2020 г.», в которой важное место отведено совершенствованию функционирования и повышению экологичности систем водоотведения.

Степень разработанности темы исследования. Фундаментальные исследования по теории взаимодействия фаз в процессе флотации инерционных и безынерционных дисперсных частиц были описаны в работах А.Н. Фрумкина, Б.В. Дерягина, Я.Б. Зельдовича, С.С. Духина, Н.Н. Рулева, В.И. Классена, В.А. Глембоцкого.

Вопросы связанные с флотационной очисткой хозяйственно-бытовых и производственных сточных вод рассматривались в работах Н.А. Лукиных, И.Л. Монгайт, И.Д. Родзиллера, П.А. Ребиндера, В.Г. Перевалова, И.И. Караваева, Н.Ф. Резника, А.И. Мацнева, Е.А. Стахова, Б.С. Ксенофонтова, В.Г. Пономарева, Е.В. Алексеева, В.А. Копылова, В.Д. Назарова.

Несмотря на значительное количество публикаций, посвященных теоретическим и практическим аспектам процесса флотации, актуальной остается задача исследования гидромеханических способов получения мелкодисперсных

водовоздушных смесей с высоким газосодержанием и их использования в технологиях флотационной очистки сточных вод, содержащих нефтепродукты.

Предлагаемый в диссертации способ, предусматривающий использование для подготовки водовоздушной смеси роторно-диспергирующего устройства, положительно отличается от известных аналогов, прежде всего, по технологическим и экономическим характеристикам.

Цель работы заключается в разработке и исследовании новой энергосберегающей технологии флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты, предусматривающей использование роторно-диспергирующего устройства для подготовки водовоздушной смеси.

Задачи исследования. Цель работы предопределила постановку следующих задач:

- анализ российского и зарубежного опыта по методам интенсификации процесса флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты;
- теоретическое обоснование возможности использования роторно-диспергирующего устройства в процессе получения мелкодисперсных водовоздушных смесей с повышенным газонаполнением;
- проведение экспериментальных исследований и анализ работы роторно-диспергирующего устройства, предназначенного для получения тонкодисперсных водовоздушных смесей с повышенным газонаполнением;
- проведение экспериментальных исследований и установление особенностей протекания процессов разделения водовоздушных смесей в поле действия центробежных сил и процесса реагентной флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод на циклонном флотаторе;
- апробация технологии флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты, с использованием роторно-диспергирующего устройства в производственных масштабах;
- разработка рекомендаций по расчету и проектированию аппаратурного оформления технологии флотационной очистки производственных сточных вод,

содержащих нефтепродукты, с использованием роторно-диспергирующего устройства.

Научная новизна работы:

- теоретически обоснована и экспериментально подтверждена целесообразность применения нового способа интенсификации флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты, за счет использования мелкодисперсных водовоздушных смесей с повышенным газонаполнением, полученных в процессе их обработки в роторно-диспергирующем устройстве;

- предложена новая конструкция роторно-диспергирующего устройства, позволяющего интенсифицировать флотационную очистку нефтесодержащих сточных вод;

- определена степень влияния технологических характеристик работы роторно-диспергирующего устройства на эффективность флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод с применением реагентов;

- получены аналитические зависимости, адекватно описывающие изменение дисперсности водовоздушной смеси после ее обработки в роторно-диспергирующем устройстве, а также эффективность удаления нефтесодержащих примесей из сточных вод флотацией при использовании различных реагентов.

Теоретическая и практическая значимость диссертации:

- теоретически обоснована возможность использования роторно-диспергирующего устройства в технологических процессах получения мелкодисперсной водовоздушной смеси с высоким газонаполнением.

- предложена и апробирована в промышленных условиях новая технология флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты, с использованием роторно-диспергирующего устройства;

- разработаны рекомендации к расчету и проектированию аппаратурного оформления предложенной технологической схемы флотационной очистки производственных сточных вод;

- разработанная технология интенсификации флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты, на локальных очистных сооружениях ОАО «Пензтяжпромарматура» г. Пензы производительностью 40 м³/сут. Подтвержденный среднегодовой экономический эффект от внедрения составляет более 303 тыс.руб/год в ценах 2015 г.

Методология и методы диссертационного исследования. Методология исследования диссертационной работы включает системный подход к аналитическому обобщению сведений, содержащихся в научно-технической и специальной литературе, использование методов химического анализа и планирования экспериментов, автоматизированную обработку полученных экспериментальных данных с применением компьютерных программ.

В диссертации проводились теоретические и экспериментальные исследования, включающие работы с моделями и натурными установками в лабораторных и промышленных условиях.

Объектом исследований являлись сточные воды, образующиеся в процессе промывки поверхности изделий предприятия машиностроительного профиля, а предметом исследования – способ и технология интенсификации флотационной очистки сточных вод, предусматривающая использование роторно-диспергирующего устройства.

Достоверность полученных результатов оценена с помощью современных математических методов обработки экспериментов. При постановке экспериментов использовались общепринятые методики, оборудование и приборы, обеспечивающие необходимую точность и надежность получаемых результатов. Экспериментальные данные, полученные на моделях, соответствуют результатам, полученным на промышленных установках.

Апробация работы и публикации. По материалам диссертации опубликованы 15 работ (в том числе 6 статей в журналах, рекомендованных ВАК). Получен патент РФ на полезную модель №157201 «Устройство для приготовления диспергированной водовоздушной смеси». Основные положения

диссертационной работы докладывались и обсуждались на всероссийских и международных конференциях в г. Пензе, в 2011 - 2015 гг.

На защиту выносятся:

- результаты теоретических и экспериментальных исследований процесса получения мелкодисперсной водовоздушной смеси с повышенным газонаполнением с использованием роторно-диспергирующего устройства;
- результаты экспериментальных исследований процесса разделения водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил и процесса последующей реагентной флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод;
- математические зависимости, адекватно описывающие изменения дисперсности водовоздушной смеси в процессе ее обработки в роторно-диспергирующем устройстве и эффективность процесса реагентной флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод;
- рекомендации к расчету и проектированию аппаратурного оформления предложенной технологии флотационной очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты.

ГЛАВА 1. АНАЛИТИЧЕСКИЙ ОБЗОР КОНСТРУКТИВНЫХ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РЕШЕНИЙ, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ДЛЯ ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ ПРОМЫВНЫХ СТОЧНЫХ ВОД, СОДЕРЖАЩИХ НЕФТЕПРОДУКТЫ

1.1. Источники образования, состав и свойства промывных сточных вод предприятий машиностроительного профиля, содержащих нефтепродукты.

Технологические процессы предприятий машиностроительного профиля во многом аналогичны. Эти процессы подразделяются на прессовые, кузнечные, инструментальные, механические, сборочные, литейные, термические, нанесения защитных покрытий и окраски.

Количество производственных сточных вод на этих предприятиях колеблется в значительных пределах в зависимости от характера производства и его мощности.

Сточные воды, образующиеся в результате сброса концентрированных отработанных технических растворов, используемых для промывки поверхности деталей, относятся к категории сточных вод, загрязненных кислотами, щелочами, солями тяжелых металлов, нефтепродуктами и поверхностно-активными веществами.

По способу удаления адгезированных на поверхности деталей загрязнений, (рисунок 1.1) различают погружной, комбинированный аэрозольный и струйный методы промывок [43].

Погружной метод промывки является наиболее распространенным. Этот метод предусматривает промывку в ваннах с непроточной водой (в ваннах улавливания) и в ваннах с проточной водой. По этому методу обрабатываются детали на подвесках, имеющие пазы, углубления и т.п. Минимальная продолжительность выдержки деталей над зеркалом раствора – 20с.

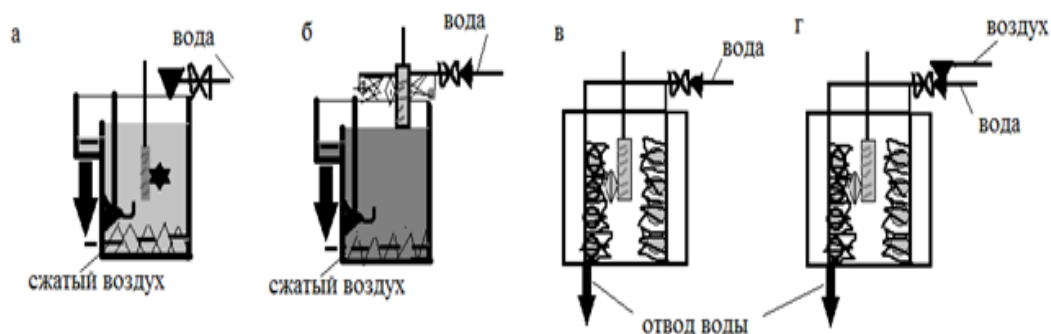


Рисунок 1.1 Методы промывки изделий:
а-погружной; б-комбинированный; в-струйный; г-аэрозольный.

При обработке плоских листовых изделий, имеющих простую конфигурацию, используется метод струйной промывки. Также его применяют при промывке изделий, покрытых вязкими растворами, и при кратковременной промывке деталей, прошедших предварительную обработку.

При струйном методе промывки расходуется значительно меньшее количество промывной воды, чем при погружном, поскольку на поверхности обрабатываемых деталей осуществляется не только процесс разбавления находящегося там слоя электролита, но и процесс его удаления вследствие замещения чистой водой под гидродинамическим воздействием промывной струи.

Изделия, поверхность которых имеет сложную форму, обрабатываются комбинированным методом промывки.

На первой ступени они обрабатываются в непроточных ваннах. Изделия извлекаются из ванны и выдерживаются над ней некоторое время, с целью удаления с их поверхности промывных вод. На второй ступени промывки они обрабатываются струйным методом в специальных ваннах.

По числу ступеней промывки различают одноступенчатые и многоступенчатые схемы.

В промывных сточных водах образуются устойчивые эмульсии прямого типа (нефтепродукты в воде (Н/В), содержащие дисперсные частицы (капли) трех

типов: грубодисперсные размером 50-300 мкм.; средне дисперсные (20-50 мкм.) и мелкодисперсные с размером капель 0,2-20 мкм [5].

Важным свойством эмульсии нефтепродуктов является поверхностное натяжение на границе двух несмешивающихся жидкостей «вода – нефтепродукты». Чем больше величина поверхностного натяжения, тем интенсивнее происходит коалесценция капелек дисперсной фазы, а следовательно расслоение эмульсии.

Коэффициенты поверхностного натяжения на границе нефтепродуктов с водой при стандартной температуре в большинстве случаев находятся в пределах $\sigma_{н.в} = 0,18 - 0,033 \text{ Дж/м}^2$, а на границе с воздухом $\sigma_{н.воз.} = 0,027 - 0,033 \text{ Дж/м}^2$ [5].

Коэффициент поверхностного натяжения для границы раздела «чистая вода – воздух» $\sigma_{в.в.}$ равен $0,073 \text{ Дж/м}^2$ [5].

На поверхности эмульсий нефтепродуктов адсорбируются содержащиеся в воде поверхностно-активные вещества (ПАВ). ПАВ могут быть ионогенными, то есть диссоциирующими в водных растворах на ионы, и неионогенные, не несущие электрический заряд. В результате накапливания на поверхности раздела фаз молекул ПАВ, межмолекулярное взаимодействие в поверхностном слое ослабевает, а поверхностное натяжение уменьшается, что приводит к стабилизации эмульсии. С понижением величины поверхностного натяжения эмульсий нефтепродуктов значительно понижается эффективность их отделения в процессах отстаивания и фильтрования, но существенно увеличивается эффективность их флотационной очистки.

У большинства ПАВ молекулы дифильны - состоят из двух частей: полярные группы и неполярного углеводородного (ароматического) радикала. Полярная группа гидрофильна, обладает значительным дипольным моментом, и имеет большое сродство с водой. Гидрофобный углеродный радикал имеет большое сродство с нефтепродуктами. В эмульгированных нефтепродуктах углеводородные радикалы направлены внутрь капелек эмульсий, а полярные группы - в сторону воды (рисунок 1.2).

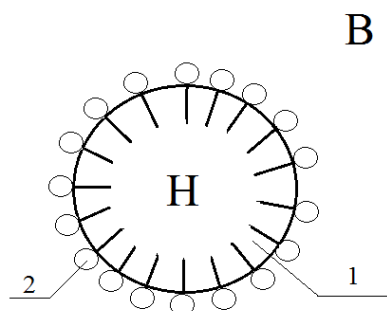


Рисунок 1.2 Схема стабилизации эмульгированных нефтепродуктов поверхностно-активными веществами (ПАВ):

1 – капельки эмульсии; 2 – молекула ПАВ; Н – нефтепродукты; В – вода

Чем лучше сбалансированы дифильные молекулы эмульгатора между фазами эмульсии, тем эффективней его эмульгирующее действие.

В промывных сточных водах наряду с нефтепродуктами содержатся твердые взвешенные частицы (песок, частички металла, гипс, глина и т.п.).

Адсорбируясь на поверхности эмульсий нефтепродуктов, они также способствуют их стабилизации. Если взвешенные частички хорошо смачиваются водой, то стабилизирующий слой «брони» образуется со стороны воды. При этом формируется устойчивая эмульсия типа Н/В.

Если частички твердого эмульгатора лучше смачиваются нефтепродуктами, то слой стабилизирующей «брони» образуется с внутренней стороны капельки эмульсии (рисунок 1.3).

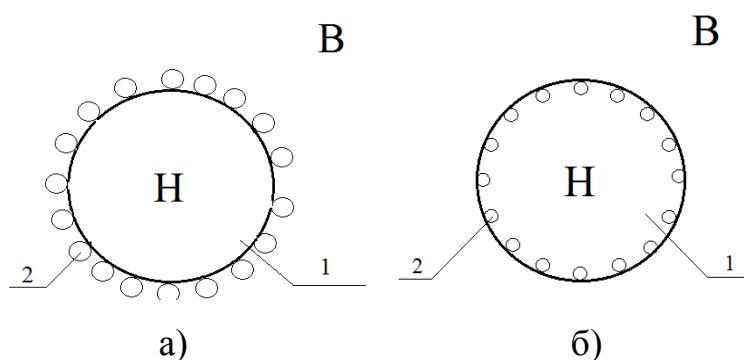


Рисунок 1.3 Схемы стабилизации эмульгированных нефтепродуктов взвешенными веществами:

а – гидрофильный твердый эмульгатор; б – гидрофобный твердый эмульгатор; 1 – капельки эмульсии; 2 – частички твердого эмульгатора («брона»); Н – нефтепродукты; В - вода

Таким образом, на устойчивость эмульсии нефтепродуктов существенное влияние оказывают содержащиеся в сточных водах ПАВ и взвешенные вещества,

образующие на поверхности капелек дисперсной фазы защитные «броневые» оболочки, которые препятствуют слипанию этих капелек при их взаимном столкновении в процессе теплового движения или принудительного перемешивания.

Формирование защитной оболочки капельки эмульсии сопровождается утолщением ее слоя и непрерывным увеличением ее механической прочности, происходит «старение» эмульсии нефтепродуктов. Эффект «старения» в начальный период происходит весьма интенсивно, затем постепенно замедляется и часто через сутки прекращается [5].

Наибольшее распространение в практике очистки сточных вод, загрязненных эмульгированными нефтепродуктами, получил метод их флотационной очистки.

1.2. Классификация способов флотационной очистки сточных вод

Большое разнообразие существующих в настоящее время технологий обезвреживания загрязнений производственных сточных вод может быть сведено к двум основным группам методов:

- 1) Деструктивные методы очистки, предусматривающие разрушение содержащихся в сточных водах загрязняющих веществ;
- 2) Методы сепарации содержащихся в сточных водах загрязняющих веществ, при которых они выделяются из сточных вод в неизменном виде.

Сепарационные методы, очистки в отличие от деструктивных методов, позволяют извлекать из сточных вод промышленных предприятий содержащиеся в них ценные компоненты с целью их дальнейшей утилизации и повторного использования.

Наибольшее распространение из сепарационных технологий очистки производственных сточных вод получили методы флотации. История флотационного извлечения из жидкостей взвешенных частиц насчитывает более 100 лет. Впервые этот технологический процесс был использован в горно-рудной промышленности для обогащения полезных ископаемых.

В настоящее время широкое распространение получила воздушная флотация, представляющая собой разновидность метода адсорбционно-пузырьковой сепарации загрязнений сточных вод.

Метод флотации заключается в образовании флотокомплексов «частица - пузырек воздуха», всплывании этих комплексов на поверхность жидкости и удаления с поверхности жидкости образовавшегося пенного слоя.

В основе процессов адсорбционно-пузырькового разделения (частным случаем которого является процесс флотации) лежат явления физико-химического взаимодействия газовой фазы с извлекаемыми веществами. В отличие от других гравитационных разделительных процессов, эффективность методов адсорбционно-пузырькового разделения мало зависит от седиментационных свойств загрязняющих веществ, что значительно расширяет область их применения.

Технологические процессы адсорбционно-пузырькового разделения включают в себя собственно методы флотации и методы пенного фракционирования. Метод флотации основан на формировании всплывающих флотокомплексов, состоящих из пузырьков воздуха и извлекаемых дисперсных частиц. В процессе пенного фракционирования на поверхности пузырьков воздуха адсорбируются молекулы загрязняющих веществ [51].

В процессе флотационного извлечения из сточных вод частиц, находящихся в форме грубых дисперсий, тонких дисперсий или коллоидов, определяющим является процесс их прилипания к стенкам пузырька. Метод флотации позволяет осуществить процесс извлечения из сточных вод дисперсных частиц, которые концентрируются в флотоконденсате. Образующийся после гашения пенного слоя флотоконденсат, как правило, обезвреживается деструктивными методами.

Методом флотационной очистки могут быть удалены из сточных вод частицы, имеющие гидрофобную поверхность. Гидрофобность определяет степень смачиваемости поверхности водой. К поверхности пузырька может прилипнуть лишь дисперсная частица, поверхность которой не смачивается этой жидкостью. Степень смачиваемости поверхности твердого тела той или иной

жидкостью зависит от величины полярности молекул жидкости. Вода является полярным химическим соединением и хорошо смачивает поверхность многих тел. Плохо смачиваются водой тела, состоящие из неполярных молекул: жиры, нефтепродукты, масла. Взвешенные частицы, состоящие из этих веществ, хорошо удаляются в процессе флотации.

Сущность процесса смачивания заключается во взаимодействии с поверхностью твердого тела при условии контакта трех несмешивающихся фаз «жидкость-твердое тело-газ».

Способность частицы быть захваченной всплывающим пузырьком воздуха количественно может быть оценена по величине краевого угла смачивания Θ материала, из которого она состоит (рисунок 1.4).

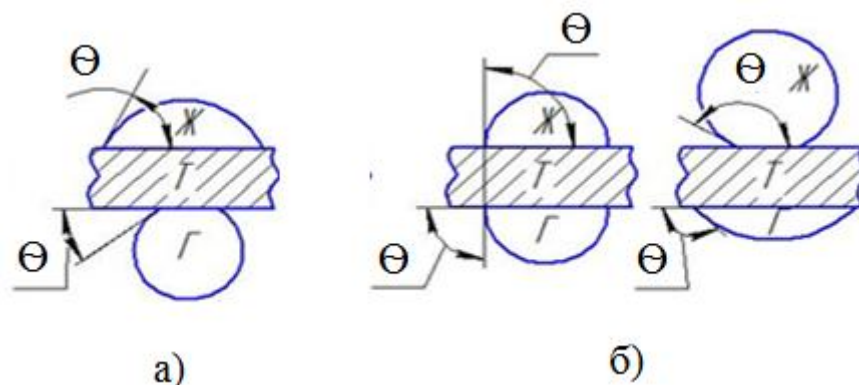


Рисунок 1.4 Различные случаи смачивания:

а) поверхность не смачивается жидкостью $\Theta < 90^\circ$; б) поверхность смачивается жидкостью $\Theta > 90^\circ$; Т – твердое тело; Г – газ; Ж – жидкость; Θ – краевой угол.

При нанесении небольшого объема воды, на поверхность твердого тела, она формирует каплю определенной формы. Угол, образуемый поверхностью твердого тела и касательной линией, проведенной к поверхности капли, и является углом смачивания Θ .

Вещество с величиной краевого угла смачиваемости $\Theta < 90^\circ$ является гидрофильным. В случае, когда $\Theta \geq 90^\circ$, поверхность вещества обладает гидрофобными свойствами. При увеличении значения угла смачиваемости, степень гидрофобности поверхности флотируемой частицы растет, при этом повышается вероятность образования флотокомплекса «частица-пузырек» и увеличивается прочность удержания частицы на поверхности пузырька воздуха.

На степень гидрофобности поверхности флотируемой частицы оказывает существенное влияние и концентрация растворенного в воде кислорода [115]. При взаимодействии с растворенным в воде кислородом на поверхности флотируемой частицы могут образовываться окислы, которые взаимодействуют с диполями молекул воды, в результате чего вокруг частицы формируется гидратная оболочка, толщина которой достигает 0,1 мкм, что препятствует протеканию процесса флотации. Гидратные оболочки, толщина которых не превышает 500Å, не оказывают негативного влияния на процесс флотационной очистки.

На процесс флотации значительное влияние оказывает и величина коэффициента поверхностного натяжения сточных вод. Для границы раздела фаз «вода-воздух» при температуре $t=20^{\circ}\text{C}$ величина коэффициента поверхностного натяжения составляет $\sigma=0,073\text{Дж/м}^2$. Содержащиеся в сточных водах поверхностно активные вещества могут существенно снизить величину их поверхностного натяжения. Как правило, процесс флотационной очистки сточных вод успешно протекает при величине поверхностного натяжения не более $\sigma=0,055\text{--}0,060\text{ Дж/м}^2$.

На степень флотации дисперсной частицы существенное влияние оказывает ее структура. Хлопья гидроксидов тяжелых металлов хорошо флотируются, хотя их поверхность имеет гидрофильные свойства. Мелкие пузырьки воздуха хорошо проникают в волокнистую структуру хлопьев гидроксидов тяжелых металлов и надежно застревают там, в результате чего образуется устойчивый флотокомплекс всплывающий на поверхность жидкости [103].

Захват флотируемой частицы пузырьком воздуха возможен по двум механизмам:

- 1) В процессе столкновения всплывающего пузырька воздуха с извлекаемой частицей загрязнения.
- 2) При образовании пузырька воздуха из пересыщенного раствора на поверхности извлекаемой частицы загрязнения.

Взаимодействие всплывающего пузырька воздуха с флотируемой частицей может происходить, как по инерционному, так и по безынерционному механизму.

Вероятность образования пузырька воздуха из пересыщенного раствора увеличивается при повышении степени гидрофобности флотируемой частицы. Вероятность слипания всплывающего пузырька воздуха с дисперсной частицей, находящейся в трубке тока, так же повышается с увеличением степени гидрофобности поверхности частицы.

Эффективность процесса флотационного удаления из сточных вод дисперсных частиц зависит от степени гидрофобности поверхности извлекаемой частицы, определяемой величиной угла смачивания Θ ; толщины образующейся на поверхности флотируемой частицы гидратной оболочки; соотношения размеров пузырька воздуха и флотируемой дисперсной частицы, определяющего величину коэффициента захвата; количества пузырьков воздуха в единице флотационного объема.

Количество пузырьков воздуха прямо пропорционально зависит от величины коэффициента газонаполнения флотационного объема ϕ , и обратно пропорционально зависит от среднего диаметра пузырьков воздуха d_p в третьей степени.

По конструкционным особенностям флотаторы подразделяются на:

- 1) Однокамерные флотационные установки.
- 2) Двухкамерные флотационные установки.

В однокамерных флотационных установках процессы выделения пузырьков воздуха из пересыщенного раствора, образования флотокомплексов, их всплывания, и образования пенного слоя протекают в одном и том же отделении.

В двухкамерных установках в первом (приемном) отделении происходят процессы выделения пузырьков воздуха из пересыщенного раствора и образования флотокомплексов, а процессы всплывания флотоагрегатов и образования пенного слоя протекают во втором (отстойном) отделении.

Традиционно принято классифицировать флотационные установки и сооружения по способу получения водовоздушной смеси. Способы получения водовоздушной смеси, существующие в настоящее время, условно подразделяются на:

- способы подачи газовой фазы и ее дробления (диспергирование) в объеме жидкости;

- способы непосредственного выделения газа из обрабатываемой воды.

Классификация флотационных установок и сооружений, составленная по этим признакам, приведена на рисунке 1.5.

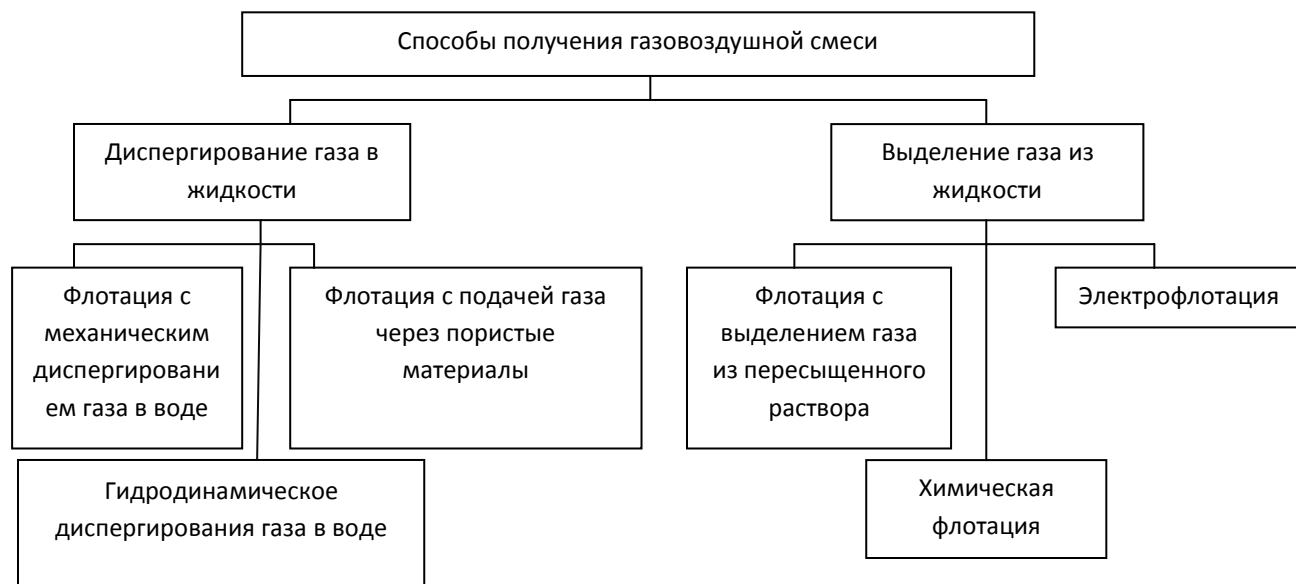


Рисунок 1.5 Классификация способов получения водовоздушной смеси, используемой в процессах флотационной очистки сточных вод.

Показатели водовоздушной смеси, получаемой разными способами, существенно различаются как по количеству диспергированного газа, так и по фракционному составу газовых пузырьков. В общем случае при дроблении газа, подаваемого в воду извне, возможно получение весьма больших значений показателя газонаполнения. При этом объем воды в области работы диспергатора интенсивно перемешивается. Водовоздушная смесь, образующаяся при выделении воздуха из водного раствора, характеризуется большей дисперсностью, но значительно меньшим удельным объемом газовой фазы. Эти различия непосредственно определяют тип формирующихся флотокомплексов и ход флотационного процесса в целом [8].

1.3. Флотация с механическим диспергированием воздуха

При механическом диспергировании газовой фазы в воде, обрабатываемая воздушная смесь подвергается процессу интенсивного перемешивания. Степень

дисперсности пузырьков воздуха будет тем выше, чем интенсивнее будет происходить относительное перемещение газовой и жидкой фазы, и чем меньше величина поверхностного натяжения на границе раздела фаз «воздух-вода» [67].

Перемещение газовой фазы (пузырька воздуха) относительно жидкой фазы (воды) происходит под действием турбулентных пульсаций скорости движения потока водовоздушной смеси, образующихся в процессе перемешивания.

В настоящее время процесс механического диспергирования газовой фазы осуществляется в устройствах, оборудованных движущимися частями, которые попеременно соприкасаются с жидкой и газовой фазами — импеллерами. Часто используется прием дополнительного дробления пузырьков воздуха - турбинкой. Пузырьки воздуха при этом образуются на выходе из распределительного устройства, газ поступает непосредственно в мешалку, снабженную отверстиями или каналами. Интенсивное перемешивание водовоздушной смеси в импеллерных флотационных установках создает повышенную турбулентность, что позволяет получить пузырьки достаточно малой величины. Устройство импеллерного диспергатора показано на рисунке 1.6

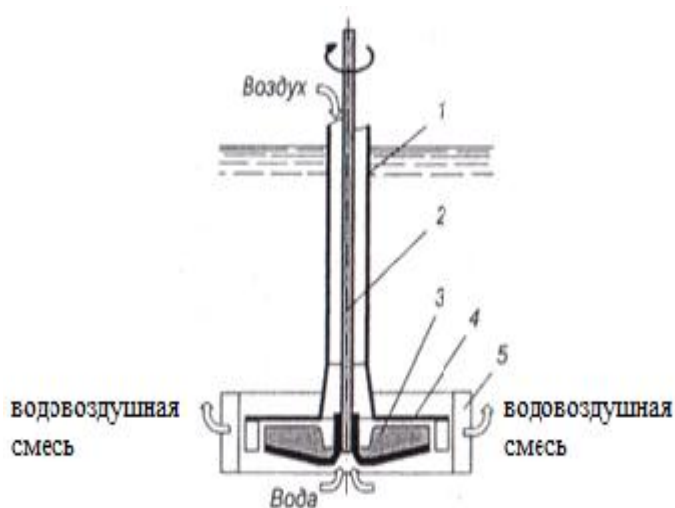


Рисунок 1.6 Гидромеханический импеллерный диспергатор:
1-воздухоподающая труба; 2- вал привода ротора; 3-ротор; 4-статор; 5 - спрямляющая решетка

Устройство включает воздухоподающую трубу, в которой размещается вращающийся вал, соединяющий привод с ротором, статор и спрямляющую решетку. Воздух, засасываемый ротором, поступает к нему по воздухоподающей

трубе сверху. Иногда для подачи воздуха используют полый вал привода. Над ротором расположен неподвижный диск с отверстиями для внутренней циркуляции воды — статор. Водовоздушная смесь с импеллера отводится через статор. Скорость выхода водовоздушной смеси в камере флотации снижается за счет спрямляющей решетки, устанавливаемой после статора, что позволяет существенно повысить степень диспергирования пузырьков воздуха. Спрямляющая решетка, расположенная вокруг статора, способствует более мелкому диспергированию воздуха в воде и уменьшению скорости выхода водовоздушной смеси в камеру флотации.

Механическое диспергирование пузырьков воздуха в роторных устройствах происходит в несколько стадий, включающих в себя деформацию пузырьков под влиянием касательных напряжений и последующее их дробления. Размер частиц и количество газовой дисперсии зависят от окружной скорости вращения импеллера (которую принимают 10-15 м/с), размера и формы лопаток ротора, глубины погружения диспергатора, содержания ПАВ, температуры и многих других факторов. Увеличению дисперсности газовой эмульсии способствует снижение величины коэффициента поверхностного натяжения, при этом также уменьшается удельная работа диспергирования.

Согласно исследованиям [104] удельное количество диспергируемого воздуха может быть найдено по формуле:

$$q_{\varphi} = 0.85 \sqrt{\frac{H_{\text{макс}} + H_{\text{см}}}{H + H_{\text{см}}}} - 1 \quad (1.1)$$

здесь

$$H_{\text{макс}} = \frac{\zeta V_R^2}{g} \quad (1.2)$$

где $H_{\text{макс}}$ — наибольший напор, развиваемый крыльчаткой ротора, м; H — напор, создаваемый крыльчаткой в статоре, м; $H_{\text{см}}$ — глубина погружения статора, м; ζ — коэффициент, учитывающий ударное вхождение жидкости в импеллер, принимаемый в пределах 0,5...0,9; V_R — линейная скорость вращения крыльчатки ротора, м/с; g — ускорение свободного падения, м/с².

Импеллерные установки, как правило, используются в процессах очистки сточных вод, имеющих концентрации взвешенных веществ более 2000-3000 мг/л, вследствие того, что они способны обеспечить повышенный коэффициент газонаполнения ($\phi=0,025-0,3$).

1.4 Гидродинамическое диспергирование воздуха в воде

Гидродинамическое получение газовой дисперсии в воде основано на взаимодействии потоков жидкости и газа при значительной разнице в их скоростях. Оно происходит вследствие вовлечения газа в поток жидкости, обладающий большей кинетической энергией. По принципу действия различают устройства с внешним взаимодействием фаз - струйные, с внутренним взаимодействием фаз - эжекционные и пневмогидравлические, в которых жидкая и газовая фазы подаются под давлением.

Струйное диспергирование воздуха осуществляется в результате вхождения в открытую поверхность жидкости свободной струи, направленной через насадок с высокой скоростью (рисунок 1.7).

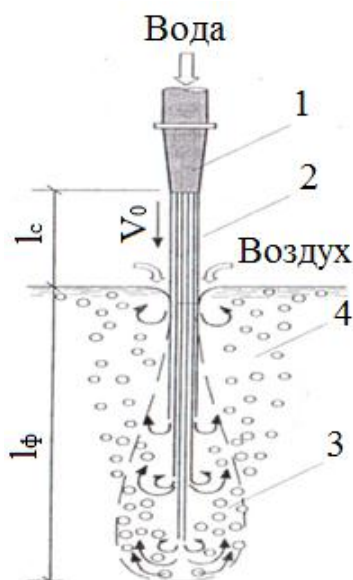


Рисунок 1.7 Схема работы струйного диспергатора:

1- насадок; 2- компактная струя воды; 3-факел нисходящей газовой дисперсии; 4- восходящая водовоздушная смесь

Исследования струйных аэраторов показали, что эффективность диспергирования зависит от скорости и высоты падения струи жидкости. По

данным [8], количество вовлекаемого газа, оцениваемого его удельным расходом, может быть найдено по следующим формулам :

$$q_y = 1.56 \cdot 10^{-6} (Re \sqrt{Fr})^{0.75} \left(\frac{l_c}{R_o} \right)^{0.75} \quad (1.3)$$

здесь

$$q_\phi = \frac{Q_r}{Q_{ж}}; Re = \frac{V_o R_o}{\nu}; Fr = \frac{V_o^2}{g R_o} \quad (1.4)$$

где q_y - удельный расход газа, $\text{м}^3/\text{м}^3$; Q_r и $Q_{ж}$ - объемные расходы газа и жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; Re и Fr - критерии Рейнольдса и Фруда; l_c — высота падения струи, м ; R_o — гидравлический радиус насадка, м ; g - ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$; V_o — скорость истечения жидкости через насадок, $\text{м}/\text{с}$; ν — кинематическая вязкость жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$.

Теоретически величина удельного расхода газа при струйном диспергировании под давлением 0,4-0,5 МПа может достигать $10 \text{ м}^3/\text{м}^3$ и более. Однако, при рациональных затратах энергии его величина составляет 2-3 $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Глубина проникновения факела водовоздушной смеси (l_ϕ) возрастает с увеличением кинетической энергии падающей струи:

$$l_\phi = 15,5 R_o \sqrt[3]{Fr} \quad (1.5)$$

Увеличение скорости входа струи в жидкость уменьшает размер пузырьков образующейся газовой дисперсии [8].

Эжекционное диспергирование, так же как и струйное, основано на дроблении газовой фазы при взаимодействии с турбулизованной струей жидкости, но осуществляемое в стесненных условиях (рисунок 1.8).

Показатель эжекции газа, равный удельному расходу (q_y), в зависимости от особенностей конструктивного исполнения диспергатора, может изменяться от 1 до 5. Его величину, по данным Е.Я. Соколова и Н.М. Зингера, с достаточной точностью можно определить по выражению [125].

$$q_y = 0.85 \sqrt{\Delta P_c / P_g} - 1 \quad (1.6)$$

где ΔP_c и ΔP_g — разность давлений соответственно в сопле и эжекторе, Па.

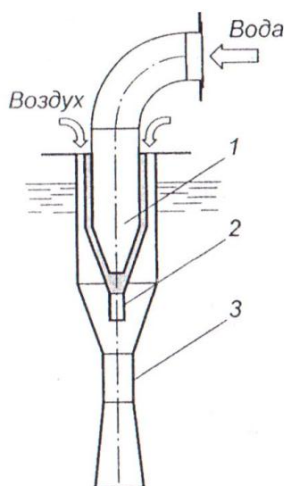


Рисунок 1.8 Струйный диспергатор со ступенчатой эжекцией воздуха:
1 – сопло; 2 – насадок; 3- смесительная камера.

Практика применения эжекционных диспергаторов показала, что наилучший эффект эжекции ($q_y = 2-3 \text{ м}^3/\text{м}^3$) достигается при скорости истечения жидкости через сопло 12-18 м/с.

Пневмогидравлический способ получения газовой дисперсии отличается от эжекционного тем, что жидкая и газовая фазы поступают в смесительную камеру под давлением. Причем объемное соотношение фаз регулируется соответствующей подачей жидкости и газа. Схема пневмогидравлического диспергатора приведена на рисунке 1.9.

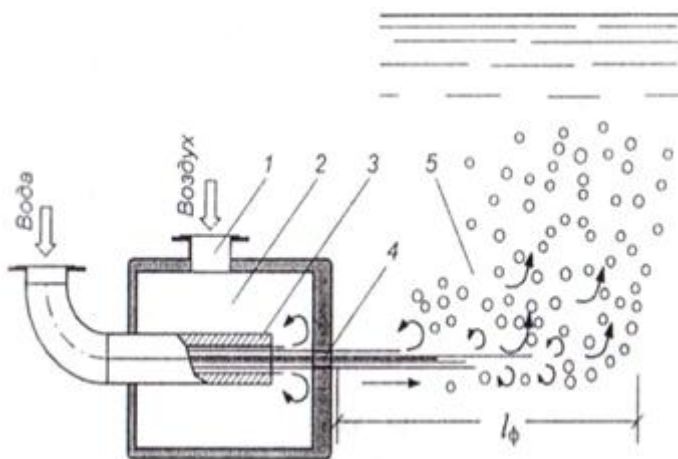


Рисунок 1.9. Пневмогидравлический диспергатор с горизонтальной осью потока:
1-смесительная камера; 2-патрубок подачи жидкости; 3-патрубок для подвода газа; 4- выходное отверстие; 5-газонаполненный факел

По данным исследований, отношение диаметров сечений патрубка для подвода жидкости и выходного отверстия изменяется от 5 до 10. Оптимальным

значением этого отношения можно считать равное 5. При этом соотношении достигается наилучшая газонаполненность факела водовоздушной смеси q_y , и оптимальный фракционный состав газовой дисперсии.

Так, при подаче жидкости и воздуха в смесительную камеру под давлением 0,3 МПа газонаполненность факела изменяется от 0,3 до 0,75. Длина газонаполненного факела составляет 0,3 м. Средний диаметр пузырьков водовоздушной смеси, полученной пневмогидравлическим способом, изменяется в интервале от 0,75 до 2,75 мм. Для осуществления этого способа диспергирования газовой фазы необходима установка циркуляционных насосов и компрессоров.

Средний размер пузырьков водовоздушной смеси, получаемой гидродинамическим и пневмогидравлическим способами, находится в интервале от 1 до 4 мм, что обуславливает недостаточную эффективность флотационного удаления нефтепродуктов [8].

1.5. Флотация с подачей воздуха в воду через пористые материалы.

Флотационные установки, работающие по принципу подачи сжатого воздуха во флотационный объем через тонкопористые фильтрующие устройства, характеризуются низкими энергозатратами на процесс очистки и отличаются относительной простотой. На выходе из отверстий фильтрующего устройства, имеющий размер 5-30 мкм, образуются пузырьки воздуха диаметром 2-6 мм. Воздухораспределительные фильтрующие устройства выполняются в виде специальных насадок, пластин, труб размещенных на дне флотатора. Давление в воздухораспределительной системе пневматических флотационных установках поддерживается на уровне 0,05-0,15 МПа, что обеспечивает процесс очистки сточных вод во флотационных камерах глубиной 1,0-2,5 м.

Продолжительность процесса флотационной очистки составляет 15-30 минут. Удельный расход воздуха в процессе очистки сточных вод на пневматической флотационной установке, как правило, составляет $q_y=10-50 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Пневматические флотационные установки не позволяют получить во флотационном объеме водовоздушную смесь с диаметром пузырьков воздуха менее $d_{\text{п}}=0,5$ мм, что существенно сужает область их применения.

Инженером Н.А. Гребневым была разработана конструкция пневматической флотационной установки, используемая для очистки небольших объемов сточных вод (рисунок 1.10).

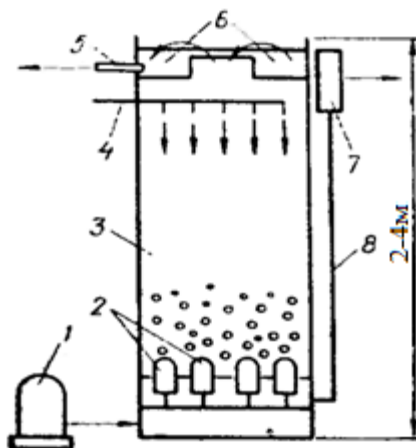


Рисунок 1.10 Схема флотационной установки конструкции Н.А. Гребнева[8]:
1 – компрессор; 2 – пористые колпачки; 3 – флотационная камера; 4 – подача загрязненной жидкости; 5 – шламоотводящая труба; 6 – желоб для сбора шлама; 7 – регулятор уровня; 8 – трубопровод очищенной жидкости.

Загрязненные сточные воды поступают в вертикальный цилиндр, имеющий высоту 2-4м. В нижней части цилиндра имеются пазухи, где крепятся керамические колпачки. Сжатый воздух от компрессора подается в колпачки и выходит через имеющиеся в них отверстия. Прошедшие флотационную очистку сточные воды собираются в нижней части установки и отводятся через регулятор уровня. Образующаяся флотопена собирается в кольцевом желобе.

Всплывающие пузырьки воздуха движутся навстречу нисходящему потоку очищаемой жидкости, что позволяет реализовать принцип противотока, в результате чего эффективность процесса флотационной очистки увеличивается. Установки могут собираться последовательно в несколько ступеней очистки.

Установки с горизонтальным потоком жидкости используются для реализации процесса пневматической флотационной очистки больших объемов сточных вод [84].

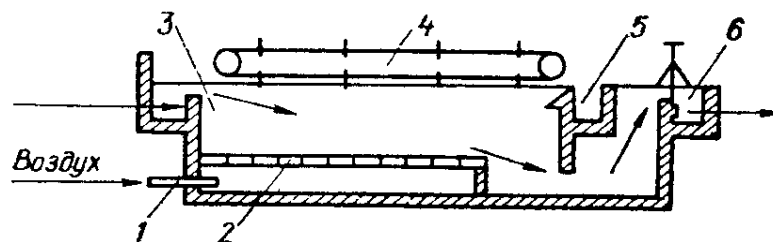


Рисунок 1.11 Флотационная установка с диспергированием воздуха через мелкопористые фильтросные пластины[84]:

1-трубопровод подачи воздуха; 2 – фильтросные пластины; 3 – флотационная камера; 4 – скребок; 5 – шламоприемник; 6 – регулятор уровня воды на выпуске.

В качестве воздухораспределительных диспергирующих устройств в этих установках используются мелкопористые фильтросные пластины, монтируемые на дне установки. Пена в этих установках собирается скребковым механизмом и сбрасывается в пенный карман.

Размеры пузырьков воздуха, образующихся на поверхности мелкопористого воздухораспределительного устройства, зависят от среднего размера пор, расхода воздуха, скорости его выхода из пор и величины коэффициента поверхностного натяжения на границе раздела фаз «вода-воздух».

На рисунке 1.12 изображен поперечный разрез пузырька воздуха диаметром d_{π} в момент отрыва его от одиночной поры диаметром d_0 .

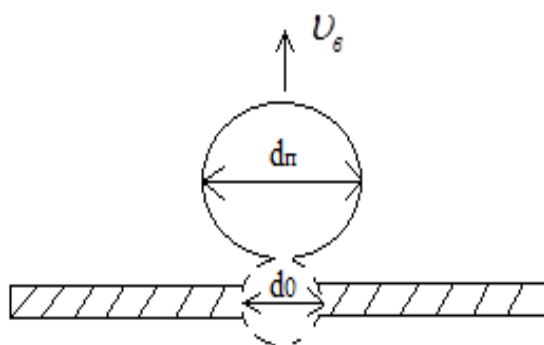


Рисунок 1.12. Поперечный разрез пузырька воздуха диаметром d_{π} в момент отрыва от одиночной поры диаметром d_0 .

При малых скоростях истечения воздуха, из отверстия гидродинамическим сопротивлением росту пузырька воздуха можно пренебречь, и записать баланс действующих на него сил в момент отрыва формулой:

$$F_{ap} = F_{\pi\pi}$$

где F_{ap} – сила Архимеда, Н; $F_{AP} = W_n g(\rho - \rho_l) = \frac{\pi d_n^3}{6} g(\rho - \rho_l)$; W_n – объем пузырька воздуха, м³, g – ускорение свободного падения, м/с², ρ и ρ_l – соответственно плотность воды и плотность воздуха, кг/м³, d_n – диаметр пузырька воздуха, м.

$$F_{nn} = \pi \varphi_0 d_0 \sigma_0$$

где: F_{nn} – сила поверхностного натяжения на шейке пузырька в момент отрыва, Н; φ_0 – коэффициент учитывающий сужение диаметра шейки пузырька воздуха перед началом процесса его отрыва; d_0 – диаметр поры, м; σ_0 – коэффициент поверхностного натяжения границы раздела «воздух-вода», Н/м.

Тогда

$$\frac{\pi d_n^3}{6} g(\rho - \rho_l) = \pi \varphi_0 d_0 \sigma_0$$

откуда

$$d_n = \sqrt[3]{\frac{6 \varphi_0 d_0 \sigma_0}{g(\rho - \rho_l) \pi}} \quad (1.7)$$

Формула (1.7) удовлетворительно описывает эксперимент при значении коэффициента $\varphi_0 = \frac{2}{3}$

При $d_0 = 20 \cdot 10^{-6}$, м; $\sigma_0 = 0.072$, Н/м; $\rho = 998.2$, кг/м³; $\rho_l = 1.2$, кг/м³; $\sigma_0 = 0.073$, Н/м; $g = 9.8$ м/с², диаметр образующегося пузырька воздуха будет равен:

$$d_n = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot \frac{2}{3} \cdot (20 \cdot 10^{-6}) \cdot 0.073}{9.8(998.2 - 1.2) \cdot 3.14}} = 0.84 \cdot 10^{-3}, \text{ м}$$

В реальных условиях механизм истечения газа из одиночной поры, даже при умеренных скоростях, когда над порой формируется отдельный пузырек, существенно сложнее.

Как правило, необходимо учитывать влияние гидродинамического сопротивления роста пузырька на поре и возникающие при этом эффекты, связанные со сжимаемостью воздуха и приводящие к значительному увеличению диаметра образующегося пузырька.

В работе [104] описываются исследования диспергатора воздуха, состоящего из пористой пластины толщиной 3 мм, с размерами пор 5-70 мкм, при скорости выхода $v_g = 0,028-22,6$ м/с. Скорость выхода воздуха определялась в пересчете на полное сечение колонны $d_k = 150$ мм при высоте слоя жидкости 400 мм и температуре воды 20 °С. Было установлено, что при малых расходах воздуха получается смесь маленьких устойчивых пузырьков диаметром 4-6 мм. Другого размера пузырьков получить не удалось. Испытывалась также в качестве диспергатора воздуха пластина с диаметром отверстий 4-6 мм. Была получена явная зависимость размеров пузырьков воздуха от расхода воздуха через пластину. Скорость истечения принималась в пересчете на полное сечение колонны и изменялась в интервале $v_g = 0,041-24,6$ см/с (суммарная площадь отверстий пластины составляла 0,041-1,48 % от площади сечения колонны).

Были выявлены два характерных режима образования пузырьков:

1) при малых скоростях движения воздуха в единичной поре размеры образующихся пузырьков почти одинаковы и зависят от диаметра отверстий $d_{no} = f(d_0^{1/3})$;

2) при увеличении скорости движения воздуха в единичной поре выше определенного предела, размер пузырьков становится произвольным, и наблюдаются как мелкие, так и крупные пузырьки воздуха.

В зависимости от расхода воздуха, подаваемого на пористое воздухораспределительное устройство, различают следующие виды режима флотации: пузырьковый, факельный, струйный.

При незначительных расходах воздуха поддерживается пузырьковый режим флотации. При пузырьковом режиме флотации наблюдается четкая зависимость образующихся пузырьков воздуха от размеров пор диспергирующего устройства.

Если расход воздуха через единичную пору (отверстие) задает скорость роста диаметра образующегося пузырька воздуха, превышающую скорость всплывания образовавшегося перед этим пузырька, то происходит их слияние, в результате чего формируется воздушный факел. Воздушный факел на некотором

расстоянии от отверстия распадается, в результате чего образуется смесь крупных и мелких пузырьков воздуха. При факельном режиме истечения газа в жидкость, крупность образующихся пузырьков уже не зависит от размеров пор. Она определяется гидродинамическим режимом истечения газа в жидкость. Увеличение расхода воздуха приводит к увеличению длины образующегося газового факела, и при некоторой критической величине расхода воздуха длина факела становится равной глубине слоя жидкости, факельный режим аэрации переходит в струйный. Границы барботажных режимов ориентировочно определяются следующими удельными нагрузками J по воздуху на фильтросную пластину [17]: 1) пузырьковый режим $J \leq 25 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ 2) факельный режим $25 \leq J \leq 100 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ 3) струйный режим $J > 100 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Указанные пределы существенно зависят от пористости диспергирующей пластины ε_n (отношения суммарной площади отверстий к площади поверхности диспергирующей пластины).

Установлено, что при достижении некоторой величины расхода воздуха, пропускаемого через диспергирующий элемент, частота образования пузырьков становится постоянной ($20-40 \text{ с}^{-1}$) и при увеличении подачи воздуха не изменяется. Образовавшийся на поверхности диспергирующей пластины пузырек воздуха, как правило, имеет сферическую форму [17].

Газонаполнение (φ) в барботажных камерах флотации определяется теоретически по уравнению, имеющему достаточно высокую сходимость с результатами, получаемыми экспериментально:

$$\varphi = \frac{Q_z}{v_{II}} \quad (1.8)$$

где Q_z — скорость потока газа через горизонтальное сечение флотокамеры, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; v_{II} — средняя скорость коллективного всплывания пузырьков воздуха, м/с .

Максимальное газонаполнение в барботажных флотаторах может достигать 0,5 и более. Однако в реальных очистных сооружениях его величина не превышает 0,06-0,2.

1.6. Электрофлотация

В процессе электрофлотации обрабатываемые сточные воды подвергаются обработке электротоком, что приводит к их насыщению пузырьками газа, выделяющихся при электролизе воды.

В процессе электрообработки сточных вод может изменяться их химический состав.

При прохождении электрического тока через сточные воды происходят процессы, как в объеме обрабатываемого электролита (электроосмос, электрофорез, поляризация поверхности дисперсных частиц), так и в тонком слое жидкости в приэлектродных областях (протекание окислительно-восстановительных реакций, коррекция уровня pH среды). Интенсивность протекания, как одних, так и других процессов зависит от многих факторов, таких как плотность электрического тока, величина напряжения, материал электродов и т.д.

В процессе электролиза воды при $\text{pH} < 7$ происходит разряд ионов гидроксония на катоде с образованием атомарного водорода, адсорбированного на его поверхности.



В нейтральной и щелочной среде наблюдается электрический разряд молекул H_2O



На аноде соответственно происходит разряд гидроксильных ионов в щелочной среде и молекул воды в нейтральной и кислой среде

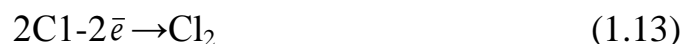


Поскольку равновесные потенциалы водорода и кислорода синхронно изменяются при изменении показателя pH, теоретическое напряжение разложения воды не зависит от активной реакции среды. Однако оно зависит от температуры обрабатываемой воды.

Практика применения электролиза воды в разных областях техники, в том числе и в технологии очистки воды, показывает, что реальное падение напряжения на электродных пакетах установок значительно превосходит теоретическую величину потенциала разложения воды.

Выбор материалов для изготовления анодов весьма ограничен. Это обусловлено тем, что в процессе флотации электрода металл растворяется, чего в процессе флотации не допускается. Кроме этого выделяющийся на поверхности электрода кислород вызывает его химическое разрушение. Этому способствует также кислая среда анолита.

Наряду с выделением кислорода, при достаточном количестве в обрабатываемой воде хлоридов, происходит анодное образование хлора по схеме



Поскольку потенциал выделения хлора $\text{Cl}=+1,36\text{В}$, значительно выше потенциала разложения воды, следовало бы предположить, что на аноде должен выделяться только кислород. В то же время, влияние величины анодного перенапряжения выделения веществ оказывается весьма существенным.

Опыт эксплуатации показывает, что при длительной работе электродного пакета разряд ионов идет не на чистой поверхности анода, а на окисной пленке. Это обуславливает некоторый рост перенапряжения выделения кислорода, который обычно составляет 0,15-0,18 В, что вполне достаточно для достижения потенциала выделения хлора.

При небольшой производительности (до 10-15 м³/ч) используются однокамерные электрофлотаторы (рисунок 1.13).

Схема прямоточной флотации представлена на рисунке 1.13 (а). Загрязненная вода подается во флотационную установку снизу, насыщается газами в электродном блоке, и отводится на последующие ступени очистки. Схема противоточной флотации представлена на рисунке 1.13 (б). Сточные воды подаются во флотатор сверху и собираются на дне флотационной установки. Если в сточной жидкости мало нефлотирующих легко оседающих частиц, эффект осветления по этой схеме будет достаточно высоким.

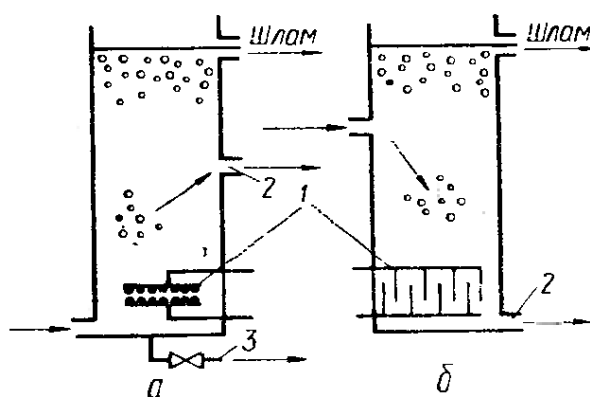


Рисунок 1.13 Схемы однокамерных электрофлотационных установок:
а – прямого потока; б – противоточная; 1 – электродные системы; 2 – выпуск сточных вод; 3 – выпуск осадка.

Разделение электрофлотаторов на две камеры позволяет увеличить их производительность. Двухкамерные установки горизонтального и вертикального типов изображены на рисунках 1.14 и 1.15 и включают в себя отделение для отстаивания и электродную камеру.

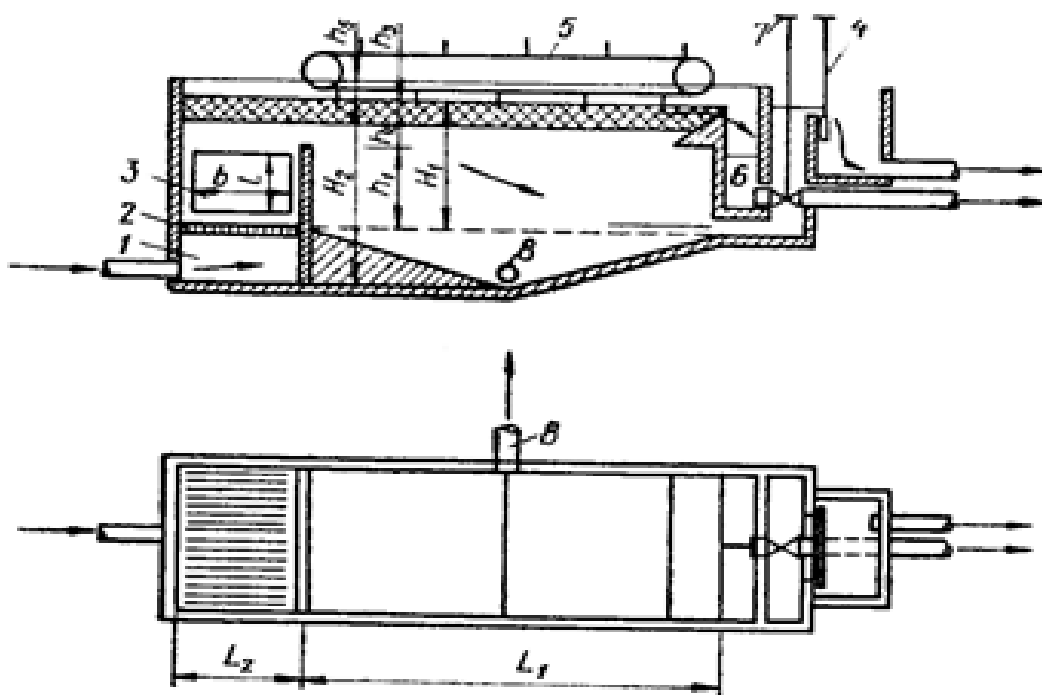


Рисунок.1.14 Схема горизонтального электрофлотатора:
1 камера впуска; 2-успокоитель потока; 3 – электродный блок; 4 – выпускной регулятор уровня воды; 5 – скребки; 6 – шламоприемник; 7 – регулятор отвода шлама; 8 – выпуск осадка, l -длина пластин, b -высота пластин, L_1 -длина рабочей камеры, L_2 -длина электродной камеры, H_1 -рабочая высота камеры, H_2 -общая высота камеры, h_1 -высота осветлённого слоя, h_2 -защитный слой, h_3 -слой шлама.

Установки оборудуются успокоителем потока сточных вод, сблокированного с электродной камерой. В процессе электролиза сточные воды насыщаются газами в межэлектродном пространстве. При электрохимическом растворении материала анодов образуются гидроокиси металлов, в результате чего происходит коагуляция коллоидных загрязнений.

В отстойном отделении происходит всплывание образующихся флотокомплексов. Образующийся пенный слой собирается скребковым механизмом в пенный карман. Удаление выпавшего на дно осадка производится через сливные патрубки.

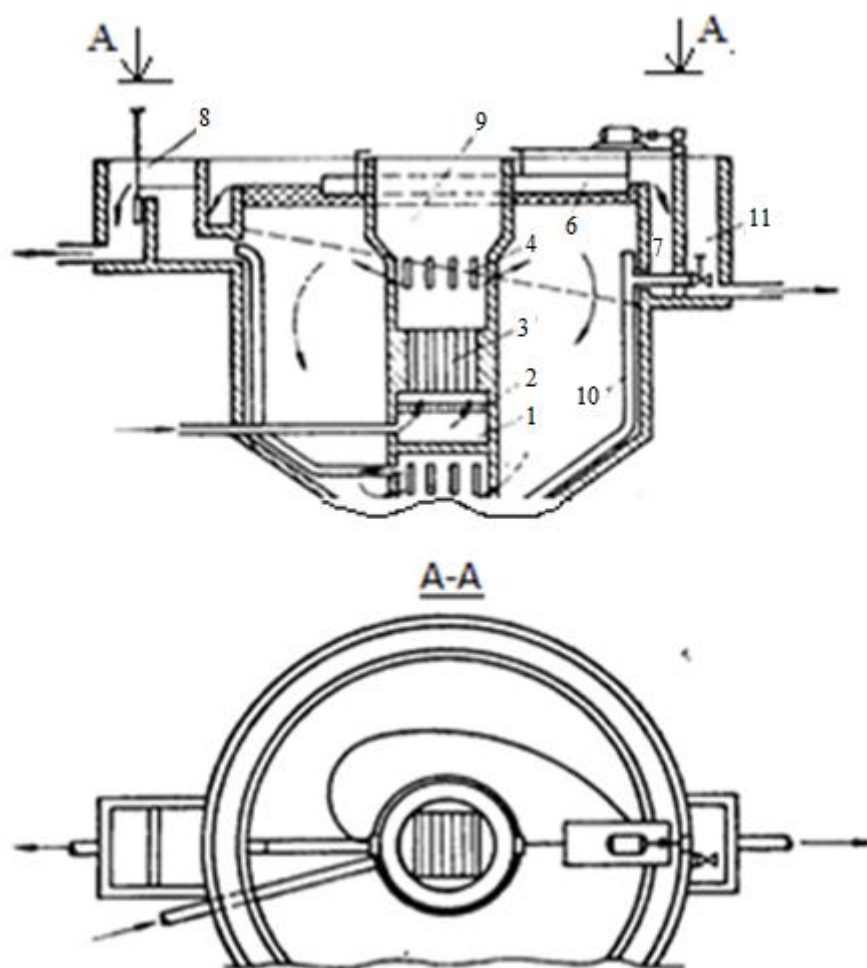


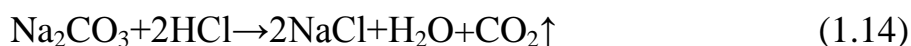
Рисунок 1.15 Схема вертикального электрофлотатора:

- 1 – камера впуска; 2 – успокоитель потока; 3 – электродный блок; 4 – щели для впуска воды во флотационную часть; 5 – сборные щели; 6 – спиральный скребок; 7 – шламоотводящий кольцевой желоб; 8 – впускной регулятор уровня; 9 – монтажный колодец; 10 – патрубок осадка; 11- камера выпуска осадка и шлама.

1.7. Химическая флотация

Пересыщенные газом растворы в сточных водах могут образовываться при протекании химических или биохимических процессов. Из пересыщенных растворов выделяются пузырьки газа (углекислого газа, кислорода, водорода т.т.п.). В начальный период реакции проходит некоторый промежуток времени до возникновения состояния предельного насыщения образующимся газом сточных вод. Далее динамика пересыщения может быть различной.

Скорость протекания химических реакций при взаимодействии гомогенных компонентов сточных вод достигает максимума в начальный момент времени, в связи с чем, наблюдается интенсивное образование газовых пузырьков, а затем количество образующихся пузырьков резко снижается. Примером гомогенной химической реакции может служить взаимодействие карбоната натрия с соляной кислотой.



При взаимодействии со сточными водами гетерогенных продуктов происходит выделение газа на их поверхности, что обуславливает автомодельность (саморегулируемость) режима протекания химических реакций. При интенсивном выделении площадь свободной поверхности уменьшается, это обуславливает понижение скорости реакции и установление состояния динамического равновесия. Образующиеся пузырьки газа формируют с дисперсными частицами сточных вод флотокомплексы, удаляемые в процессе отстаивания сточных вод. Прием химической флотации может использоваться и в процессах уплотнения осадков сточных вод.

Схема установки, предназначенной для химической флотации, представлена на рисунке 1.16.

Химические реагенты подаются насосом-дозатором в камеру реакции, где протекают реакции, приводящие к образованию пузырьков газа. Продолжительность обработки сточных вод в камере реакции принимается не более 5 минут с целью предотвращения процессов дегазации.

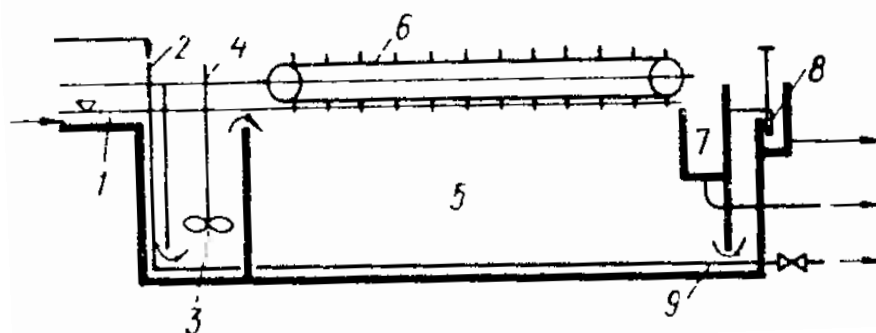


Рисунок 1.16 Схема установки химической флотации:
1 – подводный канал; 2 – трубопровод подачи реагентов; 3 – камера реакции; 4 – мешалка; 5 – флотационное отделение; 6 – скребки; 7 – шламоприемник с выпуском шлама; 8 – регулятор уровня воды на выпуск; 9 – труба для сбора и удаления осадка.

Перемешивание сточных вод осуществляется тихоходной механической мешалкой. Из камеры реакции сточные воды, содержащие образовавшиеся флотокомплексы, поступают во флотационное отделение, на поверхности которого образуется слой пены, который удаляется скребковым механизмом в пенный карман. Удаление осветлённых сточных вод осуществляется через водослив. Выпуск выпавшего на дно осадка осуществляется по средствам грязевой трубы.

1.8. Флотация с выделением воздуха из пересыщенного раствора

Флотация с выделением воздуха из пересыщенного раствора осуществляется пузырьками, образующимися в жидкости при уменьшении величины давления, приводящего к понижению степени растворимости газа. Степень растворимости газа в жидкости зависит от его физических свойств, величины давления и температуры. В соответствии с законом Генри, величина растворимости газа в жидкости прямо пропорционально зависит от значения парциального давления газа над раствором.

При сбросе давления раствор газа в жидкости становится пересыщенным, вследствие чего, из него выделяются пузырьки газа. Пузырьки газа могут образовываться как на поверхности частиц загрязнений, так и в свободном объеме сточных вод.

Вероятность образования пузырька на поверхности раздела фаз «частица-

вода» значительно выше, чем вероятность образования пузырька в свободном объеме сточных вод. Метод выделения пузырьков газа из пересыщенного раствора позволяет получить пузырьки воздуха размером 0,05-0,2 мм, вследствие чего, этот технический прием успешно используется в процессах флотационной очистки сточных вод.

Выделение пузырька воздуха из пересыщенного раствора технологически возможно двумя путями:

- 1) в процессе резкого сброса давления в насыщенных воздухом сточных водах до величины 30—40 кПа. Насыщение сточных вод воздухом осуществляется при нормальном давлении;
- 2) в процессе резкого сброса давления в насыщенных при избыточном давлении (200-700кПа) сточных водах.

Вакуумные установки. Процесс, проводимый по первому варианту, принято называть вакуумной флотационной очисткой сточных вод. Процесс, проводимый по второму варианту, принято называть компрессионной (напорной) флотационной очисткой сточных вод.

В процессе вакуумной флотационной очистки сточных вод образование флотокомплексов «пузырек воздуха-флотируемая частица», и их всплывание на поверхность жидкости происходит в ламинарном потоке очищаемых сточных вод, в котором вероятность разрушения образующихся флотокомплексов сведена к минимуму. Преимуществом вакуумных флотационных установок является относительно низкие энергозатраты на процесс очистки.

Основным недостатком вакуумных флотаторов является незначительная величина пересыщения сточных вод воздухом, что делает невозможным их использование при очистке сточных вод, содержащих значительные концентрации взвешенных веществ (200 мг/л и более).

Вакуумные флотационные установки сложны в эксплуатации. В них необходимо поддерживать определенную величину разряжения воздуха. Провести необходимый ремонт в этих установках невозможно без их остановки.

Схема вакуумной флотационной установки, используемой для очистки

хозяйственно-бытовых сточных вод, описанная в работе [84], представлена на рисунке 1.17.

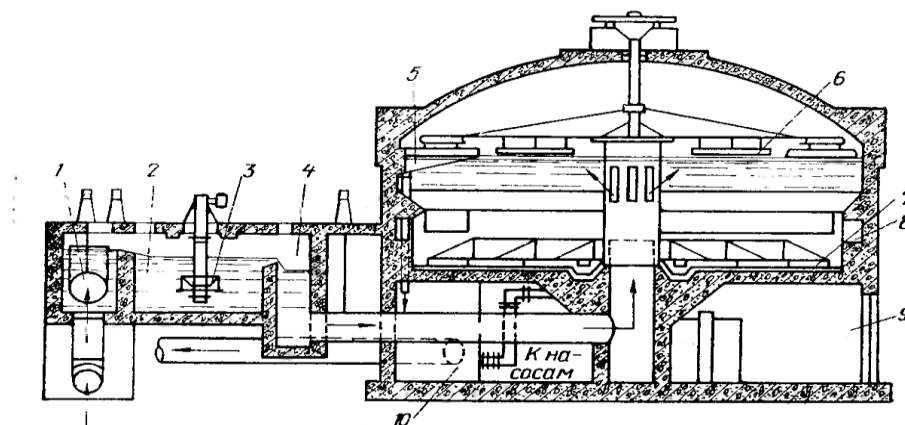


Рисунок 1.17 Схема вакуумной флотационной установки для очистки хозяйственно-бытовых сточных вод:

1 – регулятор притока сточной жидкости; 2 – камера аэрации; 3 – аэратор; 4 – деаэратор; 5 – лоток для приема шлама; 6 – поверхностные скребки; 7 – донные скребки; 8 – кольцевой желоб для отвода очищенной воды; 9 – техническое помещение; 10 – приемник шлама.

Установка выполнена в виде герметичного резервуара с купольным покрытием. Резервуар имеет размеры $D=10,5\text{м}$ и $H=3,6\text{м}$. В резервуаре поддерживается глубина слоя воды $H_{\text{в}}=3,1\text{м}$. Очищаемые сточные воды предварительно аэрируются в специальной камере в течение двух минут. Аэрация производится при помощи механического аэратора. Выделение пузырьков воздуха из пересыщенных сточных вод осуществляется в вакуумном резервуаре, куда они самотеком поступают за счет пониженного давления.

Вакуумная флотационная камера оборудована поверхностными и донными скребками. Донные скребки удаляют выпавший на дно вакуумной камеры осадок. Поверхностные скребки сгоняют образовавшийся на поверхности сточных вод пенный слой в пеносборник. Образовавшийся в результате гашения пены в пеносборнике флотоконденсат отводится в грязеприемник. Вакуумная флотационная камера оборудована сборным кольцевым желобом, куда собираются очищенные сточные воды. Продолжительность обработки сточных вод в вакуумной флотационной камере составляет 0,33 часа. Удельная гидравлическая нагрузка на вакуумный флотатор составляет $q_{\gamma}=9\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$.

Постоянно работающий вакуумный насос поддерживает давление в вакуумной флотационной камере на уровне 30-50 кПа.

Напорные установки. Наибольшее распространение в практике очистки сточных вод получила напорная флотация. Основными элементами напорной флотационной установки являются напорный резервуар, используемый для предварительного насыщения воды воздухом (сатуратор), и флотационный резервуар (флотатор), предназначенный для образования флотоагрегатов и выделения их из воды.

Сатуратор является устройством, определяющим эффективность работы напорной флотационной установки.

На рисунке 1.18 приведены основные конструкции сатураторов.

Конструкция, представленная на рисунке 1.18 (а), получила широкое распространение, однако она является недостаточно эффективной. В конструкции, представленной на рисунке 1.18 (б), существенно повышена поверхность контакта жидкой и газовой среды, в результате чего объем сооружения удалось уменьшить на 25-30%. Наиболее совершенной является конструкция сатуратора, представленная на рисунке 1.18 (в).

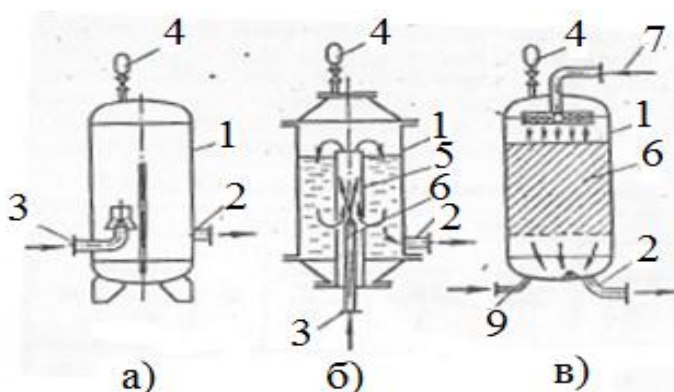


Рисунок 1.18 Конструкции сатураторов:

а-малозффективная конструкция; б-эффективная конструкция; в-высокоэффективная конструкция; 1-корпус; 2-отвод воды, насыщенной воздухом; 3 – подача водовоздушной смеси; 4 – предохранительный клапан; 5 – струенаправляющий цилиндр; 6 – сопло; 7 – подача сточных вод; 8 – загрузка из колец Рашига; 9 – подача воздуха.

В качестве насадки в конструкции сатуратора, представленной на рисунке 1.18в, используются кольца Рашига размером 50×50×50 или 100×100×100 мм. Насадка имеет высоту 0,5—1 м и расположена на ложном перфорированном

днище. Жидкость подается на насадку через дырчатую систему трубопроводов или сопел с отверстиями 5—30 мм. Система подачи сточных вод расположена над слоем насадки на высоте 0,3—0,7 м. Как показывают исследования, продолжительность насыщения воды воздухом в насадочном сатураторе можно сократить до 1—0,5 мин.

Использование засыпной насадки в сатураторе напорной флотационной установке фирмы Шелл (г. Сарния, Канада) позволило сократить процесс насыщения сточных вод воздухом до 30 с.

Существенно повысить эффективность процесса насыщения сточных вод воздухом позволяет процесс струйной аэрации. Сущность этого процесса заключается в вовлечении и дроблении пузырьков воздуха в слое жидкости падающей под напором струи. Этот принцип реализован в струйном сатураторе, представляющим собой напорный горизонтальный цилиндрический резервуар, в котором путем установки верхней перегородки отделена шлюзовая камера [127]. Шлюзовая камера предназначена для отделения нерастворившихся пузырьков воздуха. Уровень жидкости в сатураторе поддерживается за счет установки нижней перегородки.

В верхней части сатуратора смонтирована подающая труба с соплами (рисунок 1.19) [127].

Напорная подающая труба с соплами при производительности аппарата до 10 м³/ч располагается внутри корпуса (рисунок 1.19), при большей производительности снаружи.

Для контроля уровня жидкости в напорном резервуаре и шлюзовой камере устраиваются водомерные стекла.

В сатураторе со струйной аэрацией при вышеуказанных условиях за 20-30 секунд пребывания в воде растворяется 70-80 % воздуха от теоретически возможного.

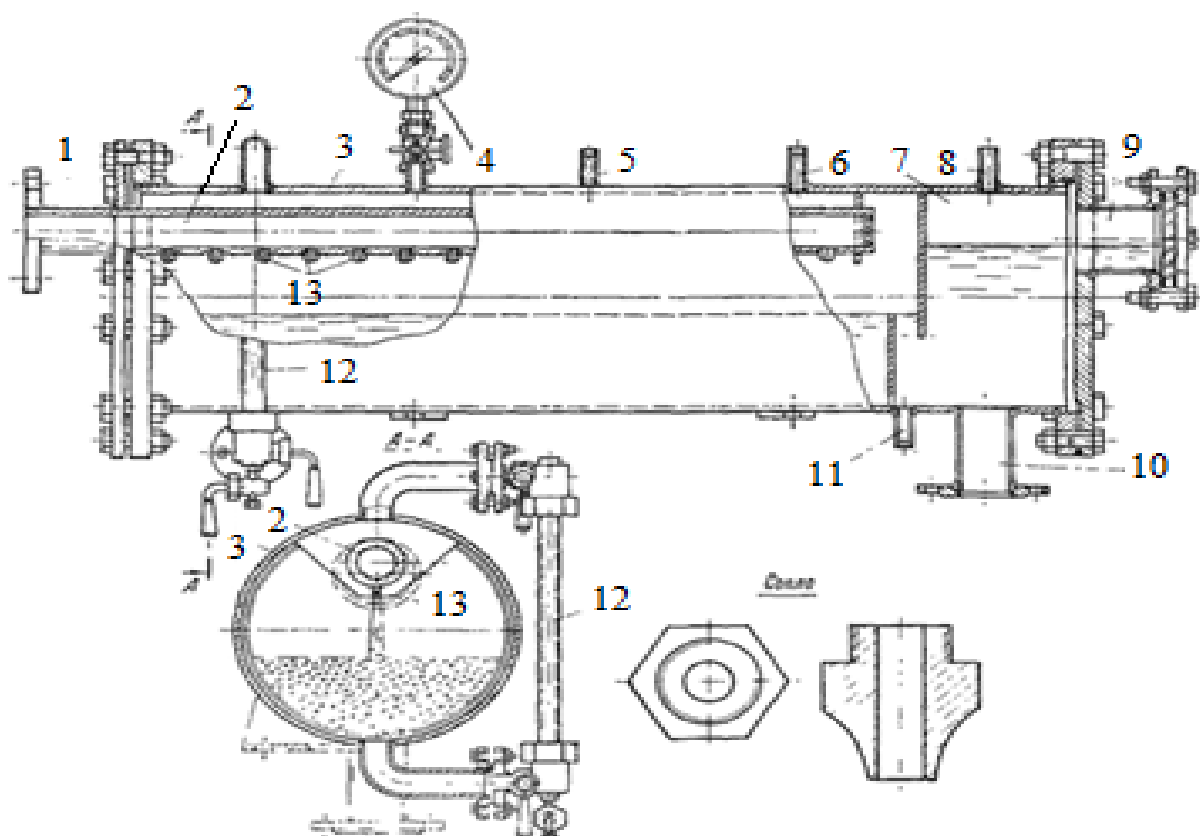


Рисунок 1.19 Сатуратор со струйной аэрацией:

1 – патрубок подачи жидкости в сатуратор; 2 – камера с соплами; 3 – корпус резервуара; 4 – манометр; 5 – штуцер подачи реактивов; 6 – воздушный патрубок; 7 – шлюзовая камера; 8 – продувочный патрубок; 9 – смотровое окно; 10 – патрубок выпуска; 11 – пробоотборник; 12 – водомерное стекло; 13 – сопла.

Подача сжатого воздуха в сатуратор может осуществляться двумя способами:

- 1) путем непосредственной закачки сжатого воздуха компрессором;
- 2) за счет засасывания воздуха водовоздушным эжектором, устанавливаемым на байпасной линии, связывающей напорный и входной патрубки насоса, подающего сточные воды в сатуратор.

При использовании второй схемы, объем засасываемого эжектором воздуха не должен превышать 5% от объема перекачиваемых насосом сточных вод. В противном случае в рабочем колесе насоса наблюдается эффект кавитации, что приводит к интенсивному его износу.

Более эффективной и экономичной является вторая схема подачи сжатого воздуха в сатуратор. При использовании второй схемы необходимо поддерживать некоторый избыток давления в воздушной линии, чтобы избежать попадания в

нее жидкости. С этой целью также на воздушной линии устанавливается обратный клапан. Сброс избыточного давления в процессе напорной флотации может осуществляться двумя способами:

- 1) за счет использования дросселирующего устройства, позволяющего резко снизить величину давления.
- 2) За счет плавного снижения давления при уменьшении величины гидростатического напора.

Напорная флотация без дросселирования реализуется в эрлифтных флотационных установках и установках глубинно-адгезиционной сепарации.

В эрлифтной установке (рисунок 1.20) очищаемые сточные воды подаются в резервуар 1, откуда они самотеком по трубопроводу 2 поступают в смесительный узел 7. В смесительный узел по трубопроводу 6 подается сжатый воздух.

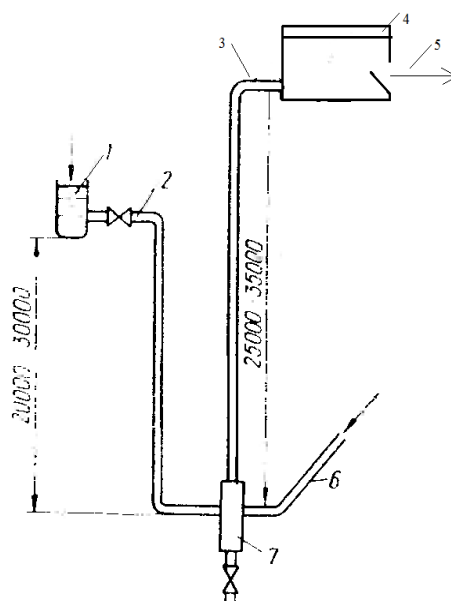


Рисунок 1.20 Схема эрлифтной флотационной установки:

- 1 – питательный бак; 2 – подающий трубопровод; 3 – труба эрлифта; 4 – флотационная камера;
5 – выпуск очищенных вод; 6 – трубопровод подачи воздуха; 7 – аэратор.

При смешивании сточных вод со сжатым воздухом образуется водовоздушная смесь, которая поднимается по стволу эрлифтного устройства 3, имеющего высоту 25-35м. В процессе подъема смеси по стволу эрлифтного устройства 3 давление сточных вод насыщенных воздухом в нижней части устройства постепенно снижается, в результате чего происходит выделение

мелкодисперсных пузырьков. Водовоздушная смесь поступает в камеру флотации 4, где происходит отделение образовавшихся флотоагрегатов.

На поверхности жидкости образуется пенный слой, который удаляется скребковым механизмом. Прошедшие флотационную очистку сточные воды удаляются посредством трубопровода 5. Эрлифтные флотационные установки нашли широкое применение в процессах очистки сточных вод химической промышленности.

В установках глубинно – адгезионной сепарации очищаемая вода подается в зону компрессии специально пробуренной скважины глубиной до 50—100 м.

В нижней части зоны компрессии устанавливается пневматический аэратор. Двигаясь сверху вниз, сточные воды контактируют с всплывающими пузырьками воздуха, в результате чего образуется насыщенный раствор. В процессе снижения величины гидродинамического давления в зоне декомпрессии при движении насыщенных воздухом сточных вод снизу вверх из пересыщенного раствора выделяются мелкодисперсные пузырьки воздуха и образуются флотокомплексы. Насыщенные флотокомплексами сточные воды изливаются под поверхность жидкости в отстойнике, где происходит их отделение. При глубине скважины 80-90 м эффективность очистки достигает 90-95%.

Принцип дросселирования насыщенных воздухом сточных вод реализуется в многочисленных конструкциях горизонтальных, вертикальных и радиальных флотационных установках. Глубина слоя жидкости в горизонтальных и радиальных флотационных установках 2-5 м. Глубина слоя жидкости в вертикальных флотационных установках поддерживается на уровне 10-15м. Рабочее давление в сатураторах этих установок поддерживается на уровне 2-6 атм.

В связи с тем, что выделение из воды тонкодиспергированных примесей безреагентной напорной флотацией осуществляется недостаточно полно, с целью интенсификации процесса очистки может быть применена химическая коагуляция.

Процессы образования флотоагрегатов и их отделения из очищаемых сточных вод реализуются во флотационных резервуарах (флотаторах). Как правило, флотационные резервуары разделяются на две камеры. В первой камере (камере флотации) происходит взаимодействие удаляемых из сточных вод дисперсных частиц с пузырьками воздуха и образование флотокомплексов. Во второй камере (отстойной камере) осуществляется отделение из сточных вод, образовавшихся в первой камере флотоагрегатов, и удаление пенного слоя. В камере флотации, как правило, происходит оседание и всплытие фракций загрязнений, имеющих большую гидравлическую крупность.

В многочисленной отечественной и зарубежной литературе описываются разнообразные типы флотационных резервуаров. Однако по конструктивному исполнению, как правило, применяются вертикальные, горизонтальные и радиальные флотационные резервуары (рисунки 1.21-1.24) [127].

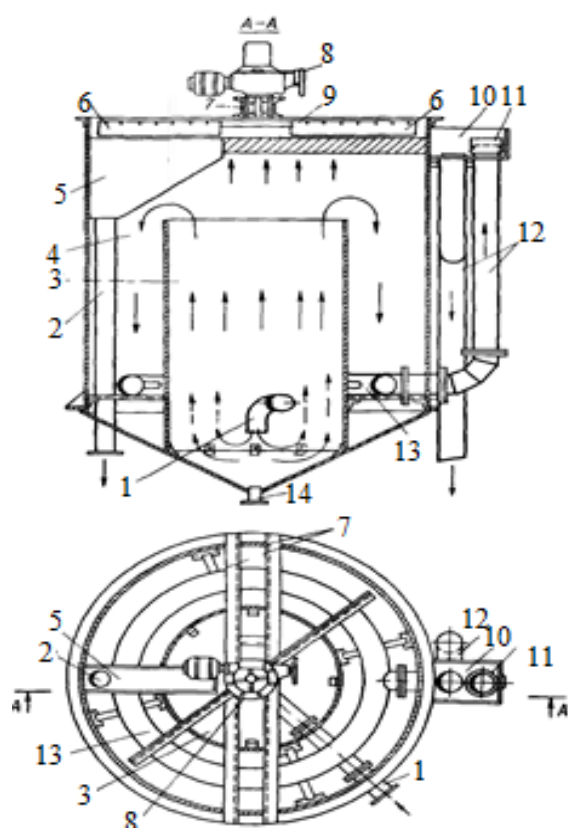


Рисунок 1.21. Схема вертикальной флотаторной установки:

- 1 — подача сточных вод; 2 — удаление пены; 3 — камера флотации; 4 — отстойная камера; 5 — карман для пены; 6 — скребковое устройство; 7 — балка скребкового устройства; 8 — электромотор; 9 — пенный слой; 10 — камера для приема очищенных вод; 11 — муфта; 12 — сливная труба; 13 — сборная щелевая труба; 14 — сливной патрубок.

Колонные флотаторы используются для очистки нефтесодержащих сточных вод (рисунок 1.24) [115].

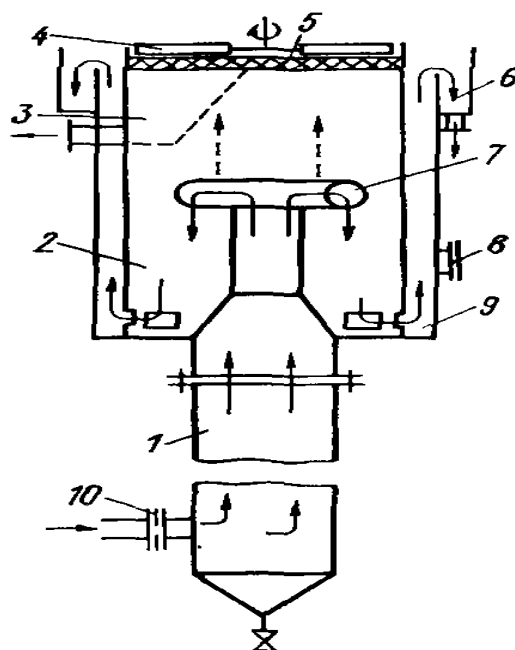


Рисунок 1.24. Схема колонной флотационной установки:

1 — флотационная колонна; 2 — отстойная камера; 3 — пенный карман; 4 — скребковое устройство; 5 — слой пены; 6 — отводящий лоток; 7 — радиальный водораспределитель; 8 — смотровое окно; 9 — кольцевое пространство; 10 — дроссель.

Колонные флотаторные установки имеют высоту 7-12 м. Конструктивно они состоят из двух соосно расположенных камер. Флотационная камера представляет собой цилиндрическую флотационную колонну. Отстойная (выделительная) камера монтируется в верхней части флотационной колоны. Колонные флотационные установки отличаются следующими положительными свойствами:

1) они создают дополнительные возможности для повышения барьерной функции и производительности установки, так как в них удлиняется путь совместного движения потока жидкости и всплывающих пузырьков воздуха, и увеличивается вероятность взаимного закрепления пузырьков и частиц;

2) в результате постепенного понижения величины гидростатического давления, в процессе движения сточных вод снизу в верх, увеличиваются размеры пузырьков воздуха в образовавшихся флотокомплексах, что способствует

повышению их гидравлической крупности. Увеличение гидравлической крупности образовавшихся флотокомплексов позволяет увеличить гидравлическую нагрузку и сократить объем отстойной камеры;

3) в колонной флотационной установке создаются оптимальные гидродинамические условия для протекания коагуляционных процессов.

Повысить эффективность процесса флотационной очистки сточных вод возможно за счет использования тонкослойных элементов (ламелей) в отстойном отделении флотаторов. Установки, использующие этот принцип, получили название тонкослойных [123].

Если разделяемая суспензия пропускается между наклонными пластинами, частица поднимается вертикально до верхней пластины. После этого частица поднимается вверх, скользя вдоль пластины. В то же время жидкость движется вертикально вниз до нижней пластины. После этого жидкость движется вдоль пластины вниз. Поток частиц, поднимающихся к поверхности, не встречает сопротивления потока воды, движущейся вниз. В результате процесс разделения двух потоков проходит гораздо быстрее.

На рисунке 1.25 изображена схема противоточного движения потоков воздуха и жидкости в процессе традиционной (а) и ламельной флотации (б).

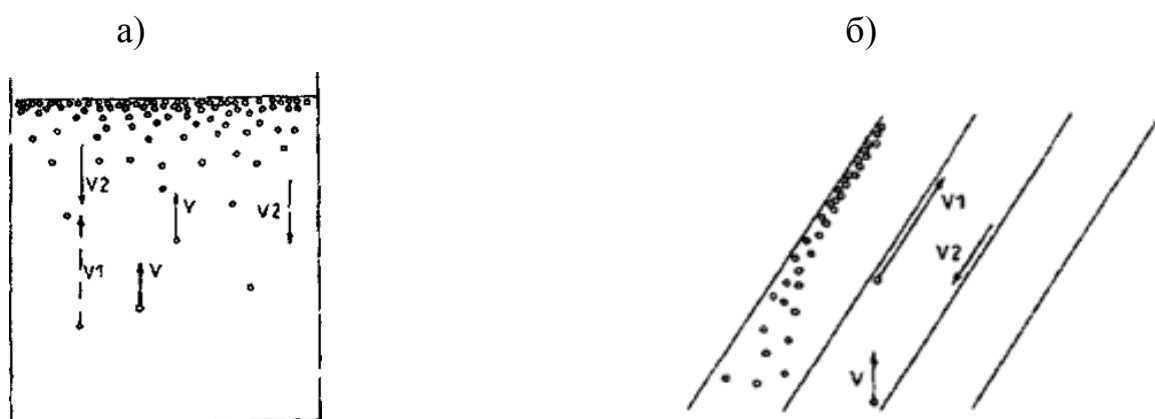


Рисунок 1.25 Направление движения потоков хлопьев и воды при традиционной флотации (а) и ламельной флотации (б):

V -результатирующая скорость всплывания хлопьев, V_1 -скорость всплывания хлопьев, V_2 -скорость движения жидкости

Ламельная технология Megacell использует как прямоточное, так и противоточное движение потоков в одном пакете ламелей. Это достигается за счет вывода осветленной воды в нижней точке между двумя ветвями U-образной ламели [123].

В первой стадии поток частиц и поток жидкости движутся сонаправленно между U-образными ламелями. Таким образом, скорость потока всплывающих частиц не тормозится идущей вниз водой, как происходит в традиционных ламельных флотаторах. Над пакетом ламелей частицы продолжают движение вверх к поверхности воды, а осветляемая вода движется вниз в пространство между U-образными ламелями. В этой второй стадии разделение происходит по противоточной модели. В отличие от традиционных ламельных флотаторов, использующих противоточную модель, в Megacell пространство над пакетом ламелей занято только поднимающимся потоком частиц и флотошлом, который не испытывает сильных напряжений от распределения сточной воды.

Сточная вода распределяется через специальные распределительные трубы под пакетом ламелей по всей длине флотатора. В зависимости от ширины флотатора могут быть установлены одна или две распределительные трубы. Трубы имеют переменную площадь сечения для поддержания одинаковой скорости воды по всей длине флотатора (рисунок 1.26).

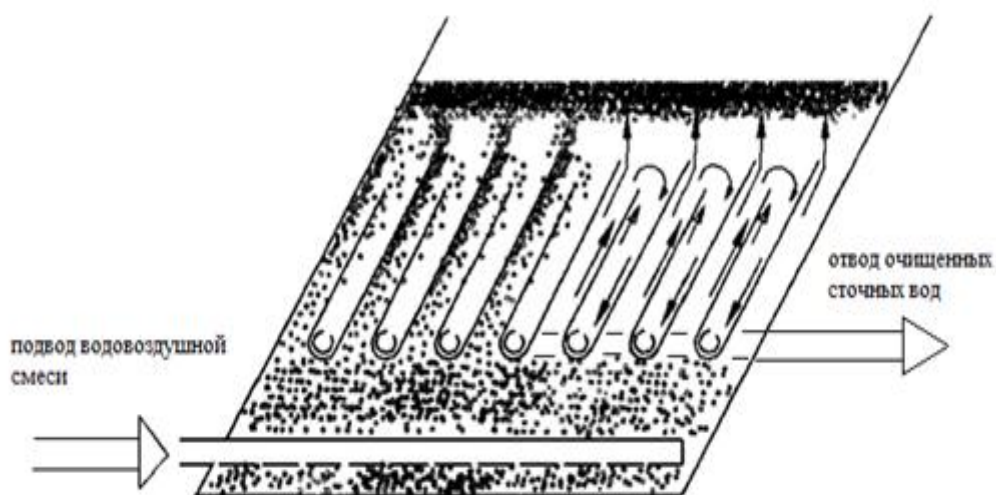


Рисунок 1.26 Принципиальная схема флотатора марки Megacell компании «KWI. inc»

Осветленная вода выводится через дно каждой U-образной ламели в общий коллектор, расположенный сбоку флотационной ванны. На больших установках на выходе из коллектора установлен автоматический регулирующий клапан, поддерживающий постоянный уровень воды во флотаторе.

Флотошлам удаляется либо спиральным сборником, либо подводится скребковым механизмом к лопастному механизму, выводящему флотошлам. Шлам переливается в шламовую камеру.

Производительность флотатора Megacell зависит от числа установленных U-образных ламелей. Максимальная пропускная способность одной U-образной ламели составляет $12,5 \text{ м}^3/\text{ч}$. Это эквивалентно гидравлической нагрузке $30 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. Благодаря запатентованной конфигурации U-образных ламелей во флотаторе Megacell можно проводить процесс разделения при меньшем проценте рецикла, чем у традиционных флотаторов. Так как больше всего энергии потребляет именно рециркуляционный насос, это дает дополнительную экономию эксплуатационных затрат.

Производительность флотационной установки может быть повышена за счет использования эффекта действия центробежной силы. Этот принцип реализуется в процессе работы вихревого флотатора (рисунок 1.27) [103].

В вихревом флотаторе реализуется два технологических процесса. В эжекторе происходит образование водовоздушной смеси. В напорном гидроциклоне, смонтированным в едином блоке с эжектором, происходит отделение пузырьков воздуха. Насыщаемые воздухом сточные воды подаются в напорный патрубок эжектора, проходят конфузор, где их скорость увеличивается до $v=15-18 \text{ м/с}$, и изливаются из рабочего сопла в камеру смешения, имеющую кольцевое сечение. Под действием создаваемого разрежения, в камеру смешения засасывается атмосферный воздух, поступающий в эжектор через воздушный патрубок. Образовавшаяся в камере смешения эжектора водовоздушная смесь проходит через тангенциальный лопаточный аппарат, создающий закрутку потока, и поступает в напорный гидроциклон, где под действием центробежных сил происходит отделение образовавшихся флотокомплексов.

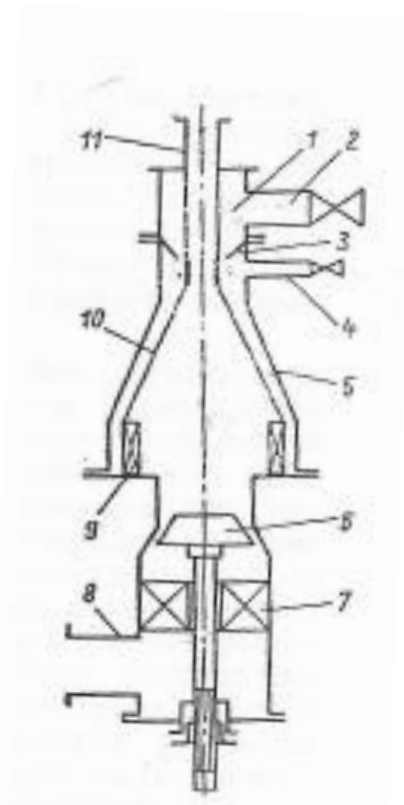


Рисунок 1.27 Вихревой флотатор:

1 – приемная камера; 2, 4, 8 и 11 – соответственно водоподводящий, воздухоподводящий, водоотводящий и пеноотводящий патрубки; 3, 5 – сопло и корпус эжектора; 6 – дроссель; 7 – спрямляющий аппарат; 9 – тангенциальный лопаточный аппарат; 10 – корпус гидроциклона.

Поток пены отводится из вихревого флотатора через пеноотводящий патрубок, а очищенные сточные воды выходят через сливной патрубок. Проведенные полупромышленные испытания вихревого флотатора показали его высокую эффективность. Эффект очистки сточных вод в вихревом флотаторе достигал значения 68% [103]. Повышение величины гидравлической нагрузки на вихревой флотатор в 1,5 раза практически не снижало эффективности процесса очистки.

Принцип предварительного разделения водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил также был реализован в конструкции флотофильтра «Klaricell» компании «K.W.I.n.i.» (рисунок 1.28) [123].

За счет тангенциальной подачи сточных вод во входную камеру флотофильтра через сопло распределительной системы 2, в ней создается вращательно-поступительное движение жидкости. Водовоздушная смесь, подаваемая во входную камеру через распределительную систему 8,

подхватывается движущимся вверх вращающимся потоком сточных вод. Под действием центробежных сил во входной камере, пузырьки воздуха движутся к оси потока.

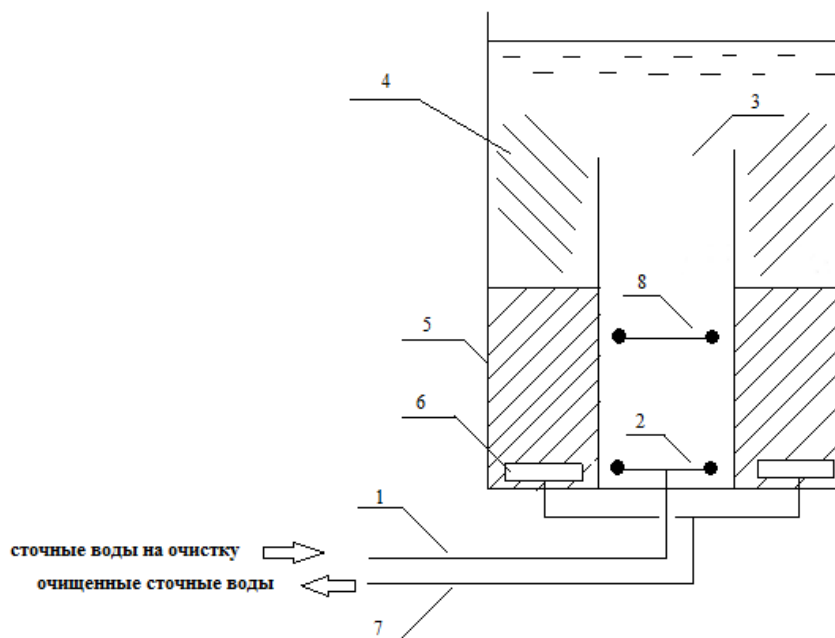


Рисунок 1.28 Схема флотофилтра «Klaricell» компании «K.W.I.n.i.»:

1 - подача сточных вод; 2 – распределительная система сточных вод; 3 – входная камера; 4 – наклонные лимели; 5 – песчаная фильтрующая загрузка; 6 – дренажная система; 7 – отвод очищенных сточных вод; 8 – распределительная система водовоздушной смеси.

Поскольку сопротивление фильтрующей песчаной загрузки достаточно велико, нисходящий поток, движущийся через наклонные ламели (4), равномерно распределяется по всей площади флотофилтра (5). Во флотофилтре реализуется принцип одинаковой гидравлической нагрузки, как для зоны флотации, так и для зоны фильтрации. Флотофилтры используются в процессах глубокой доочистки сточных вод.

Технологические показатели водовоздушной смеси для основных способов ее получения представлены в таблице 1.1.

Как следует из данных представленных в таблице 1.1, наиболее мелкодисперсную водовоздушную смесь ($d_{\text{п}} = 20-100$ мкм) позволяет получить метод выделения воздуха из пересыщенного раствора, однако величина коэффициента газонаполнения при этом не превышает $\phi = 0,001-0,003$.

Таблица 1.1

Показатели водовоздушной смеси при разных способах ее получения

Показатели	Способы получения водовоздушной смеси				
	Подача воздуха через пористые материалы	Гидромеханическое диспергирование	Гидродинамическое диспергирование	Компрессионный и вакуумный	Электрохимический
Диаметр газовых пузырьков в чистой воде (средний), мкм	2000-6000	300-500	500-1500	20-100	100-200
Скорость потока газа через поперечное сечение камеры флотации, м ³ /(м ² ·ч)	40-50	10-50	15-25	0,1-0,3	0,1-0,25
Газонаполнение ϕ	0,06-0,2	0,025-0,3	0,02-0,3	0,001-0,003	0,002-0,005
Затраты электроэнергии, кВт·ч на 1 м ³ газа	0,015-0,03	0,2-0,3	0,01-0,02	2-5	10-15

Метод гидродинамического диспергирования воздуха позволяет достичь максимального значения величины коэффициента газонаполнения водовоздушной смеси $\phi=0,3$, но он не обеспечивает получение пузырьков воздуха размером менее $d_{\text{п}} = 100$ мкм.

Существующие в настоящее время альтернативные методы механического диспергирования не позволяют получить мелкодисперсную водовоздушную смесь, содержащую пузырьки требуемого диаметра.

Экспериментальные исследования показали, что мелкодисперсная водовоздушная смесь с высоким газонаполнением ($\phi = 0,05 - 0,11$) может быть получена гидромеханическим способом в процессе ее обработки в роторно-диспергирующем устройстве, поверхность которого покрыта силикатной эмалью.

ВЫВОДЫ

1. Наибольшее распространение в технологиях очистки производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты, получили флотационные методы

2. Широко применяемые в настоящее время технологии напорной (компрессионной) флотации позволяют получить мелкодисперсную водовоздушную смесь ($d_{\text{п}}=20-100\text{мкм}$), при этом величина ее газонаполнения не превышает $\varphi=0,001-0,003$.

3. Методы флотации с подачей воздуха через пористые материалы, механического и гидродинамического диспергирования водовоздушной смеси позволяют достичь максимального газонаполнения $\varphi=0,1-0,3$, но не обеспечивают требуемую при очистки нефтесодержащих сточных вод степень дисперсности водовоздушной смеси.

4. Повысить эффективность флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод возможно за счет увеличения газонаполнения водовоздушной смеси до $\varphi=0,1-0,3$ при среднем диаметре содержащихся в ней воздушных пузырьков $d_{\text{п}}=20-100\text{мкм}$.

5. Установлено, что гидродинамический метод получения водовоздушной смеси, с применением роторно-диспергирующего устройства, позволяет существенно повысить эффективность флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод за счет обеспечения высоких значений газонаполнения тонкодисперсной смеси. Для раскрытия потенциала данного метода необходимо дальнейшее проведение теоретического и экспериментального исследования.

ГЛАВА 2. ТЕОРЕТИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ВЫБОРА НАПРАВЛЕНИЯ ПОВЫШЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ ФЛОТАЦИОННОГО МЕТОДА ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД, СОДЕРЖАЩИХ НЕФТЕПРОДУКТЫ

2.1. Теоретические основы элементарного акта взаимодействия единичной флотируемой частицы с единичным пузырьком воздуха

В соответствии с представлениями разработанными академиком А.Н. Фрумкиным [136], под кинетикой флотационного удаления дисперсных частиц следует понимать рассмотрение во времени всех элементарных актов этого процесса.

В качестве элементарного акта флотации проходящего по механизму столкновения было предложено рассматривать взаимодействие единичной дисперсной частицы загрязнения с единичным пузырьком воздуха, при этом выделяются две основные стадии процесса: сближение поверхности дисперсной частицы с пузырьком воздуха и закрепление пузырька воздуха на поверхности частицы.

Теоретические основы кинетики элементарного акта процесса флотации были разработаны Б.В. Дерягиным и представителями его научной школы [50, 51, 52, 115].

Схематично процесс сближения дисперсной частицы загрязнения с пузырьком воздуха представлен на рисунке 2.1.

При описании процесса сближения дисперсной частицы с пузырьком воздуха были сделаны следующие допущения:

- 1) Начало координат размещается в центре пузырька воздуха.
- 2) Пузырек воздуха неподвижен.
- 3) Дисперсная частица вместе с окружающим ее потоком жидкости набегаёт на пузырек воздуха по соответствующей траектории.
- 4) Пузырек воздуха и дисперсная частица имеют строго сферическую форму.

5) Возмущение, которое вносит дисперсная частица в гидродинамическом поле пузырька, локализовано лишь в малой области вблизи частицы и не влияет на полное распределение скоростей жидкости вокруг пузырька воздуха.

6) Дисперсная частица имеет достаточный размер, позволяющий пренебречь действием Броуновских сил.

7) Разница плотностей дисперсной частицы и воды не очень велика, вследствие чего эффект седиментации несущественен.

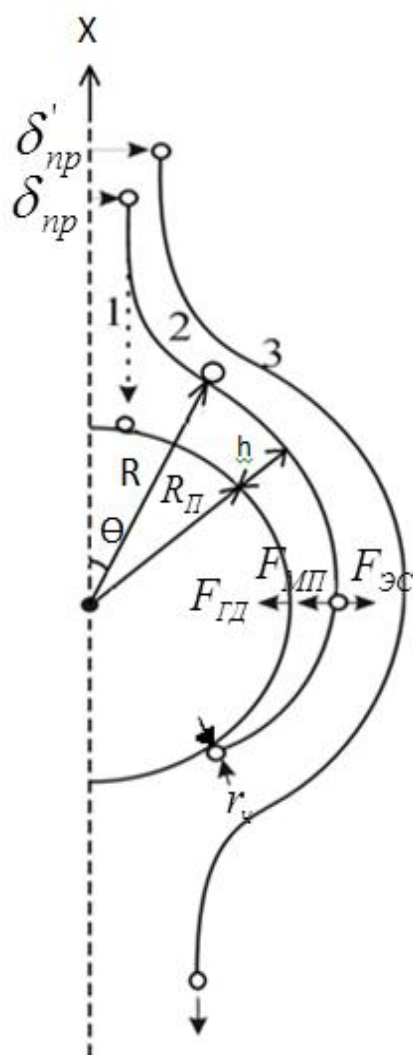


Рисунок 2.1 Траектория сближения флотируемой частицы с пузырьком газа:
1-траектория инерционной частицы; 2-траектория безынерционной частицы; 3-траектория безынерционной частицы, находящейся за пределами трубки тока.

В соответствии с рассматриваемой схемой на дисперсную частицу, имеющую радиус r_g , набегающую на неподвижный пузырек воздуха радиусом R_p , действуют следующие силы: $F_{гд}$ – сила дальнего гидродинамического

взаимодействия частицы и пузырька воздуха; $F_{ин}$ – сила инерции; $F_{пс}$ – прижимная сила ближнего гидродинамического взаимодействия; $F_{эс}$ – сила электростатического взаимодействия частицы и пузырька воздуха; $F_{мп}$ – сила молекулярного притяжения (сила Ван-Дер-Вальса) между частицей и пузырьком воздуха.

Возникновение силы дальнего гидродинамического взаимодействия $F_{дгд}$ обусловлено искривлением траектории потока воды, движущейся вместе с частицей при ее набегании на поверхность пузырька воздуха. При обтекании поверхности пузырька жидкостью линии тока искривляются, увлекая за собой движущуюся вместе с жидкостью дисперсную частицу.

Сила инерции $F_{ин}$ стремится скомпенсировать действие силы дальнего гидродинамического взаимодействия $F_{дгд}$. Если величина силы инерции $F_{ин}$ намного превышает величину силы дальнего гидродинамического взаимодействия $F_{дгд}$, то дисперсная частица считается инерционной. Если величина силы инерции $F_{ин}$ будет существенно меньше силы дальнего гидродинамического взаимодействия $F_{дгд}$, то дисперсная частица считается безынерционной.

В процессе приближения к поверхности пузырька воздуха, траектория инерционной дисперсной частицы изменяется незначительно, так как действие сил инерции полностью компенсирует действие силы дальнего гидродинамического взаимодействия (траектория 1, см. рисунок 2.1.).

Траектория движения такой дисперсной частицы будет прямолинейной. Столкновение дисперсной частицы с пузырьком воздуха произойдет в случае, если прицельное расстояние δ_{np} (расстояние между проекциями центра пузырька и центра частицы меньше суммы радиуса пузырька и радиуса частицы см. рисунок 2.1.)

$$\delta_{np} < R_{п} + r_{г,м}$$

В соответствии с рекомендациями [127] возможность инерционного осаждения флотируемой частицы на пузырьке воздуха определяется безразмерным параметром

$$\lambda = \frac{\ell}{R_{II}} \quad (2.1)$$

где ℓ – инерционный пробег флотируемой частицы, м; R_{II} – радиус пузырька воздуха.

Инерционное осаждение дисперсной частицы на поверхность пузырька воздуха возможно, если $\lambda \leq \lambda_{кр}$, где $\lambda_{кр}$ – критическое значение параметра.

Условие равенства величины кинетической энергии E_k , которой обладает движущаяся частица и величины работы силы трения A_T между поверхностью частицы и водой на расстоянии инерционного пробега, позволяет определить значение ℓ .

$$E_k = A_T, \text{ Дж} \quad (2.2)$$

Для дисперсной частицы массой m_q , движущейся на встречу пузырьку воздуха со скоростью v_n , будут справедливы выражения:

$$E_k = m_q \frac{v_n^2}{2} = (\rho_q - \rho_w) W_q \frac{v_n^2}{2} = \frac{4}{3} \pi r_q^3 v_n^2 (\rho_q - \rho_w), \text{ Дж} \quad (2.3)$$

$$A_T = F_T l = 6\pi\mu v_n r_q l, \text{ Дж} \quad (2.4)$$

где m_q – масса дисперсной частицы, кг; v_n – скорость движения дисперсной частицы относительно пузырька воздуха (скорость всплывания пузырька), м/с; ρ_q – плотность вещества дисперсной частицы, кг/м³; ρ_w – плотность воды, кг/м³; μ – динамический коэффициент вязкости воды, Па·с; F_T – сила трения, действующая на частицу, Н.

Подставляя (2.3) и (2.4) в (2.2) имеем:

$$\frac{4}{3} \pi r_q^3 \frac{v_n^2}{2} (\rho_q - \rho_w) = 6\pi\mu v_n r_q l \quad (2.5)$$

откуда

$$l = \frac{v_n r_q^2}{9\mu} (\rho_q - \rho_w) \quad (2.6)$$

В работе [127] было получено критическое значение параметра $\lambda_{кр} = \frac{1}{24}$.

Подставляя критическое значение параметра $\lambda_{кр}$ в формулы (2.1) и (2.6), можно определить величину критического радиуса дисперсной частицы $r_{ч.кр.}$ являющейся максимальным значением при котором возможно сближение частицы с пузырьком воздуха по инерционному механизму.

$$\lambda_{кр} = \frac{v_n r_{ч.кр.}^2}{9\mu R_{II}} (\rho_{ч} - \rho) = \frac{1}{24}$$

откуда

$$r_{ч.кр.} = \sqrt{\frac{9}{24} \frac{R_{II} \mu}{v_n (\rho_{ч} - \rho)}} = \sqrt{\frac{9}{24} \frac{R_{II} v}{v_n} \cdot \frac{\rho}{\rho_{ч} - \rho}}, \text{ м} \quad (2.7)$$

где $v = \frac{\mu}{\rho}$ - кинематический коэффициент вязкости воды, м²/с

Поскольку скорость набегания дисперсной частицы на поверхность пузырька воздуха равна скорости всплывания пузырька относительно воды в соответствии с законом Стокса, имеем:

$$v_n = \frac{2gR_{II}^2}{9\nu} \cdot \frac{\rho - \rho_{\epsilon}}{\rho}, \text{ (м/с)} \quad (2.8)$$

где ρ_{ϵ} - плотность воздуха, кг/м³; g – ускорение свободного падения, м/с²

Подставляя (2.8) в (2.7) имеем:

$$r_{ч.кр.} = \sqrt{\frac{9}{24} R_{II} v \frac{\rho}{\rho_{ч} - \rho} \cdot \frac{9\nu}{2gR_{II}^2} \cdot \frac{\rho}{\rho - \rho_{\epsilon}}} = \frac{9}{4\sqrt{3}} \sqrt{\frac{v^2}{gR_{II}} \frac{\rho^2}{(\rho_{ч} - \rho)(\rho - \rho_{\epsilon})}}, \text{ м} \quad (2.9)$$

В случае, когда радиус флотируемой частицы $r_{ч.}$ превышает величину критического радиуса $r_{ч.кр.}$, вычисленную по формуле (2.9), возможно ее инерционное осаждение на поверхности пузырька воздуха.

Вероятность инерционного осаждения флотируемой частицы пузырьком воздуха по мере уменьшения $r_{ч.}$ снижается.

Интенсивность процесса флотационной очистки сточных вод принято оценивать по скорости изменения величины счетной концентрации дисперсных частиц N , шт/м³. При описании кинетических закономерностей процесса

флотации К.Ф. Белоглазовым, было предложено не учитывать величину счетной концентрации воздушных пузырьков во флотируемом объеме, так как она остается неизменной [96].

Им было получено уравнение для определения скорости процесса флотации, имеющее вид:

$$\frac{dN}{dt} = -KN^a \text{ (шт/м}^3\text{с)} \quad (2.10)$$

где N – счетная концентрация флотируемых частиц, шт/м³; K – константа скорости флотации, с⁻¹; a – показатель степени.

Приняв значение $a = 1$ и проинтегрировав выражение, можно получить формулу, описывающую кинетику процесса флотации монодисперсных частиц коллективом газовых пузырьков

$$N_T = N_0 e^{-kT}, \text{ шт/м}^3 \quad (2.11)$$

где N_0 и N_T – соответственно счетные концентрации флотируемых частиц в начальный момент времени и через T секунд.

Переходя к безразмерной форме, путем введения понятия коэффициента извлечения флотируемых частиц $\alpha = 1 - \frac{N_T}{N_0}$ формулу (2.11) можно записать в виде

$$\alpha = 1 - e^{-kT} \quad (2.12)$$

Коэффициент скорости процесса флотации в формуле (2.12) имеет размерность величины, обратной времени

$$k = \frac{1}{\tau}, \text{ (с}^{-1}\text{)} \quad (2.13)$$

где τ – характерное время очистки сточных вод в течение, которого концентрация флотируемых частиц убывает в e раз.

Величину коэффициента скорости процесса флотации при известных значениях счетных концентрациях флотируемых частиц N_0 и N_T , зная продолжительность процесса флотации T можно определить по формуле:

$$k = \frac{\ln \frac{N_0}{N_T}}{T}, \text{ (с}^{-1}\text{)} \quad (2.14)$$

Б.В. Дерягиным было предложено для определения величины константы скорости извлечения флотируемых частиц использовать следующую формулу [51]

$$k = \frac{3q_0 E}{4R_{\pi}}, \quad (c^{-1}) \quad (2.15)$$

где q_0 - объем газа пропускаемого через единицу площади поперечного сечения флотационного объема, $m^3/m^2 \cdot c$; R_{π} - радиус пузырька воздуха, м; E - коэффициент захвата флотируемой частицы пузырьком воздуха.

Поскольку в реальных полидисперсных водовоздушных смесях наблюдается распределение пузырьков воздуха по размерам близким к нормальным, в качестве радиуса пузырька воздуха принимают его среднестатистическое значение \bar{R}_{π} .

Коэффициент эффективности захвата флотируемой частицы пузырьком воздуха E , используемый в формуле (2.15), является безразмерной величиной, определяемой как квадрат отношения максимального радиуса трубки тока r_T набегающего на пузырек потока жидкости, все частицы из которого задерживаются на поверхности пузырька, к радиусу пузырька воздуха R_{π} .

$$E = \left(\frac{r_T}{R_{\pi}} \right)^2 \quad (2.16)$$

Для элементарного акта столкновения флотируемой частицы с пузырьком воздуха, в соответствии с рекомендациями [152], величину коэффициента эффективности захвата дисперсной частицы пузырьком воздуха при инерционном механизме флотации рекомендуется определять по формуле:

$$E = \frac{\lambda^2}{(\lambda + 0.2)^2} \quad (2.17)$$

Характерной особенностью процесса инерционной флотации, получившей широкое распространение при обогащении руд, является извлечение тяжелых и крупных дисперсных частиц. Так, в соответствии с формулой (2.9) инерционный механизм флотационной очистки с использованием водовоздушной смеси со средним радиусом пузырьков воздуха $R_{\pi} = 0,1$ мм при плотности флотируемых

частиц $\rho_q = 998,5 \text{ кг/м}^3$ возможен лишь в случае, когда радиус этих частиц превышает $r_q > 1,9 \text{ мм}$, а при плотности частиц $\rho_q = 2400 \text{ кг/м}^3$ их радиус должен превышать $r_q > 0,035 \text{ мм}$.

В процессе инерционной флотации, как правило, наблюдается удар дисперсной частицы о поверхность пузырька воздуха, при этом в процессе соударения происходит истечение жидкости из межфазной пленки и, если период соударения достаточно велик, а поверхность частицы достаточно гидрофобна, то соударение может завершиться прорывом пленки, в результате которого на границе раздела фаз «воздух-вода» возникнет трехфазный периметр смачивания, который может выдерживать большие отрывные усилия. Образование трехфазного периметра смачивания обеспечивает надежное закрепление дисперсной частицы на поверхности пузырька воздуха, и повышая вероятность сохранения ее при воздействии на образовавшийся флотокомплекс силы тяжести либо сил инерции.

Кратковременное воздействие на флотационный объем поля действия центробежных сил может существенно расширить границы действия инерционного механизма захвата дисперсной частицы пузырьком воздуха, и существенно интенсифицировать процесс флотации. В этом случае в формулу (2.9) вместо величины ускорения свободного падения g необходимо подставить значение ускорения центробежной силы a_y .

$$a_y = \frac{v_T^2}{R_K}, \text{ м/с}^2 \quad (2.18)$$

где v_T – тангенциальная скорость движения пузырька воздуха, м/с; R_K – радиус кривизны траектории движения пузырька воздуха, м.

В качестве критерия, характеризующего степень уменьшения величины критического радиуса дисперсной частицы по инерционному механизму в поле действия центробежной силы будет выступать

$$\bar{r}_{чкр} = \frac{r_{чкр}}{r_{ч.кр.ц}} = \sqrt{\frac{v_T^2}{R_{kg}}} = \sqrt{F_y} \quad (2.19)$$

где $r_{кр}$ и $r_{ч.кр.ц}$ - соответственно величины критического радиуса дисперсной частицы, флотируемой по инерционному механизму при обычных условиях и в поле действия центробежной силы; F_q – критерий Фруда.

В отличие от инерционных дисперсных частиц, безынерционные дисперсные частицы вблизи поверхности пузырьков воздуха не движутся по прямой траектории (траектории 2 и 3 рисунке 2.1). При обтекании поверхности пузырька воздуха набегающим потоком жидкости линии тока искривляются, увлекая за собой движущуюся в потоке жидкости дисперсную частицу. Чем меньше радиус дисперсной частицы и разница плотности ее материала с плотностью воды, тем меньше действующие силы инерции и больше приближение ее траектории к траектории линии тока жидкости. Безынерционный механизм будет обеспечивать флотацию дисперсных частиц вплоть до их размера $r_q = 1$ мкм. Для дисперсных частиц размером $r_q < 1$ мкм будет играть существенную роль механизм броуновской флотации, при которой наблюдается диффузионное осаждение частиц на поверхность пузырька воздуха, обусловленное действием броуновских сил.

В процессе движения дисперсной частицы по криволинейной траектории вдоль линии тока жидкости, огибающей поверхность пузырька воздуха, ее положение определяется воздействием на частицу трех сил: силы электростатического взаимодействия $F_{эс}$, прижимной силы ближнего гидродинамического взаимодействия $F_{гс}$, силы молекулярного притяжения $F_{мп}$.

Электростатическое взаимодействие флотируемой частицы с пузырьком воздуха, поверхность которого, как правило, имеет отрицательный электрический заряд, приводит к возникновению кулоновской силы отталкивания, препятствующей их сближению. Возникновение поверхностного заряда на границе раздела фаз «воздух-жидкость» может быть обусловлено действием различных причин:

1) Вследствие различия диэлектрических свойств дисперсной фазы и дисперсной среды.

2) Под воздействием сил молекулярного притяжения, обеспечивающих избирательную сорбцию ионов и молекул воды из раствора.

3) В результате частичной диссоциации поверхностных молекул на границе раздела фаз.

Образование поверхностного заряда по первому механизму происходит благодаря ориентированию сопряженных фаз в результате их взаимодействия. Согласно правилу Кена, из двух соприкасающихся фаз положительно заряжается та, которая имеет большую диэлектрическую проницаемость [135].

Поскольку вода имеет большую величину диэлектрической проницаемости, то находящиеся в ней дисперсии, как правило, заряжаются отрицательно.

Сущность второго механизма образования поверхностного заряда заключается в избирательной специфической адсорбции на границе раздела фаз ионов одного знака.

По третьему механизму образование поверхностного заряда происходит в результате перехода ионов и электронов с поверхности дисперсной частицы в жидкую фазу (поверхностная ионизация). На границе раздела фаз появляется слой потенциалопределяющих ионов, вследствие чего она приобретает поверхностный заряд.

Под действием кулоновских сил в слое жидкости у границы раздела фаз происходит концентрирование ионов, имеющих противоположный знак заряда, компенсирующих поверхностный заряд (ионная атмосфера). В соответствии с теорией строения двойного электрического слоя (теорией Штерна) [135], слой противоионов состоит из двух частей. Одна его часть образует плотный слой противоионов, толщина которого равна радиусу составляющих его гидратированных ионов, примыкающий непосредственно к поверхности раздела фаз (слой Гельмгольца). Другая часть противоионов находится в диффузной части и образует размытый диффузный слой, имеющий значительную толщину, определяемую свойствами и составом дисперсной системы (слой Гуи). Ионная система покоящейся частицы электронейтральная. В реальности дисперсные частицы находятся в движении, вследствие чего под действием

гидродинамических сил происходит «смыв» части диффузного слоя, в результате чего и возникает электрокинетический потенциал ξ (дзета потенциал). Поскольку флотируемая частица и пузырек воздуха имеют электрокинетический потенциал одного знака, между ними возникает кулоновская сила электростатического отталкивания, величина которой может быть определена по формуле:

$$F_{эс} = \pi \xi_q \xi_n \epsilon \chi r_q \frac{\ell^{-\chi h}}{1 + \ell^{-\chi h}}, \text{ Н} \quad (2.20)$$

где ξ_q и ξ_n - соответственно электрокинетические потенциалы флотируемой частицы и пузырька воздуха, В; ϵ - диэлектрическая проницаемость жидкости $\text{К}^2/(\text{Н} \cdot \text{м}^2)$; r_q - радиус флотируемой частицы, м; χ - параметр Дебая, м^{-1} ; h - расстояние между поверхностями частицы и пузырька воздуха, м.

В процессе флотации безынерционной дисперсной частицы, действие отталкивающей кулоновской силы $F_{эс}$ компенсируется действием прижимной силы ближнего гидродинамического взаимодействия $F_{пс}$. Прижимная сила ближнего гидродинамического взаимодействия возникает в экваториальной плоскости пузырька воздуха, где дисперсная частица, движущаяся по линии тока жидкости, приближается к его поверхности. Природа прижимной силы ближнего гидродинамического взаимодействия объясняется асимметричностью характеристик потока, несущего флотируемую частицу у поверхности пузырька воздуха (рисунок 2.2).

В соответствии с уравнением Бернулли давление, действующее с наружной стороны частицы p_2 и в зазоре между частицей и пузырьком воздуха p_1 , будут не равны друг другу, так как скорость течения жидкости в зазоре $v_{п1}$ больше, чем скорость набегающего потока с наружной стороны пузырька $v_{п2}$, вследствие сужения сечения потока. Величину перепада давления можно определить по формуле:

$$\Delta p = \rho_{ж} \frac{\Delta v_{п}^2}{2}, \text{ Па} \quad (2.21)$$

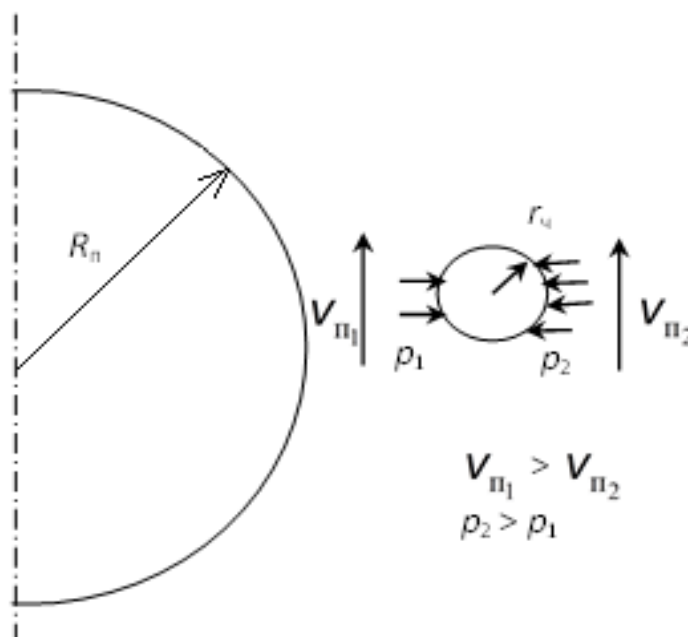


Рисунок 2.2 Схема ближнего гидродинамического взаимодействия между газовым пузырьком и флотируемой частицей

Таким образом, величина прижимной силы ближнего гидродинамического взаимодействия будет равна:

$$F_{\text{ПС}} = \pi r_q^2 \Delta p = \pi r_q^2 \rho_{\text{ж}} \frac{v_{\text{П}2}^2 - v_{\text{П}1}^2}{2}, \text{ Н} \quad (2.22)$$

В работе [115], в результате использования точного решения уравнения Стокса, было получено уравнение, позволяющее определить величину прижимной силы у поверхности пузырька воздуха:

$$F_{\text{ПС}} = 6\pi r_q \mu v_{\text{П}} f(H), \text{ Н} \quad (2.23)$$

где $v_{\text{П}}$ – скорость всплывания пузырька воздуха, м/с; $f(H)$ – универсальная функция, характеризующая ближнее гидродинамическое взаимодействие в зависимости от величины расстояния между поверхностями пузырька и частицы h , м, и радиуса частицы r_q , м; H – безразмерный параметр, характеризующий положение центра флотируемой частицы в локальной системе координат, определяемый как:

$$H = \frac{h - r_q}{r_q}$$

Анализ, полученных в работе [115] результатов, показал, что влияние прижимной силы ближнего гидродинамического взаимодействия начинает сказываться лишь при условии $H < 1$. В этом случае величина нормальной к плоскости поверхности пузырька воздуха силы, прижимающей сферическую частицу, описывается формулой:

$$F_{\text{ПС}} = 6\pi\eta \mu\nu_{\text{П}}(3.23 - 2.91H + 1.56H^2), \text{ Н} \quad (2.24)$$

На приблизившуюся к поверхности пузырька воздуха под действием прижимной силы на некоторое достаточно малое расстояние h дисперсную частицу начинают действовать силы молекулярного притяжения.

Предположение о существовании силы молекулярного притяжения между двумя поверхностями впервые было высказано в 1873 году голландским ученым Ван-дер-Вальсом.

В соответствии с современными представлениями считается, что силы молекулярного притяжения включают в себя три составляющие: 1) Диполь-дипольное взаимодействие; 2) Индукционное взаимодействие; 3) Дисперсное притяжение.

Диполь-дипольное (ориентационное) взаимодействие возникает при сближении двух поверхностей, состоящих из полярных молекул, в результате чего они ориентируются таким образом, что положительная сторона диполей на одной поверхности обращается к отрицательной стороне диполей на другой поверхности.

В процессе индукционного взаимодействия, диполи воздействуют на неполярные молекулы, превращая их в индуцированные (наведенные) диполи, в результате чего между постоянными и наведенными диполями возникает притяжение. Индукционное взаимодействие двух поверхностей обладает значительно меньшей энергией, чем диполь-дипольное взаимодействие.

Дисперсная составляющая силы молекулярного притяжения возникает вследствие флуктуаций электрической плотности, в результате чего появляются мгновенные диполи у соседних молекул. Появление и распад флуктуаций электрической плотности на взаимодействующих поверхностях происходит

синхронно, а движение мгновенных диполей становится согласованным. Дисперсная составляющая является единственно возможным проявлением силы молекулярного притяжения для неполярных молекул.

Величина силы молекулярного притяжения между двумя сферическими частицами, в соответствии с рекомендациями, определяется по формуле:

$$F_{М.П.} = \frac{A\pi r_q}{2h^2}, \text{ Н} \quad (2.25)$$

где A – постоянная Гамакера ($A = 10^{-19} - 10^{-20}$ Дж) ; r_q – радиус частиц, м; h – расстояние между поверхностями частиц, м.

При наличии дисперсной среды, константа A в уравнении (2.25) заменяется на величину:

$$A^* = A_1 + A_0 - 2A_{01}, (\text{Дж}) \quad (2.26)$$

где A_1 и A_0 – соответственно константы Гамакера для дисперсной фазы (вещества частицы) и дисперсной среды (воды) ; A_{01} – постоянная взаимодействия фазы и среды.

Чем сильнее взаимодействие дисперсной фазы и средой, тем больше величина A_{01} , и тем меньше значение A^* , что обуславливает уменьшение силы молекулярного притяжения в дисперсной среде.

Для элементарного акта флотации безынерционной частицы, всплывающим в стоксовском режиме пузырьком воздуха, в работе [115] рекомендуется определять величину коэффициента эффективности захвата по формуле:

$$E = \frac{3}{2} \left(\frac{r_q}{R_n} \right)^2 \quad (2.27)$$

Для режима всплывания пузырька воздуха, отличным от стоксовского, величина коэффициента E определяется по формуле:

$$E = \frac{3r_q}{R_n} \quad (2.28)$$

В соответствии с формулами (2.27) и (2.28) эффективный процесс флотационной очистки сточных вод, содержащих эмульсии нефтепродуктов,

имеющих размер 5-20 мкм, возможен только лишь при использовании водовоздушных смесей, содержащих пузырьки воздуха диаметром менее 100 мкм.

В настоящее время для получения таких водовоздушных смесей широкое распространение получил метод напорной флотации, предусматривающий выделение мелкодисперсных пузырьков воздуха из пересыщенного раствора.

2.2. Теоретические основы процесса образования пузырька воздуха из пересыщенного раствора жидкости

В процессе напорной флотации пересыщенный раствор воздуха в воде создается за счет резкого сброса давления путем дросселирования.

В соответствии с законом Генри количество растворенного газа в жидкости пропорционально его парциальному давлению над раствором. Закон Генри справедлив для относительно небольших давлений (до 2-3 МПа) и может быть описан формулой

$$C = C_0 \frac{p}{p_0}, \text{ кг/м}^3 \quad (2.29)$$

где C – концентрация газа в растворе при давлении p , кг/м³; p – давление газа над раствором, Па; C_0 – растворимость газа в воде при атмосферном давлении $p_0=10^5$ Па, кг/м³.

Растворимость газа в воде зависит от физических свойств газа и температуры. Данные по растворимости воздуха в воде представлены в виде таблицы 2.1

Актуальными остаются вопросы, связанные с оценкой дисперсного состава и величины счетной концентрации газовых пузырьков, выделяющихся при дросселировании насыщенного газом потока жидкости. С технической точки зрения очень важно избежать или сократить до минимальных значений наблюдаемые при напорной флотации процессы захлопывания и растворения микропузырьков, образующихся при дросселировании потока насыщенной газом жидкости, и вместе с тем необходимо обеспечить условия, предотвращающие коалесценцию растущих за счет диффузии растворенного газа пузырьков.

Таблица 2.1

Растворимость воздуха в воде при атмосферном давлении

Температура, С°	Растворимость воздуха в воде, мг/л	Температура, С°	Растворимость воздуха в воде мг/л
10	29,2	40	17,0
20	23,6	50	14,7
30	19,9	60	12,7

Теоретические основы процесса выделения газов из пересыщенных растворов в жидкости были описаны в трудах Д. Гиббса [127].

В теории Д. Гиббса были сформулированы следующие основные допущения:

1) Устойчивой считается изолированная система, в которой при любом бесконечно малом изменении ее состояния при постоянстве энергии энтропия остается постоянной или уменьшается.

2) Изолированная система находится в абсолютно устойчивом состоянии, если ее энтропия остается постоянной или уменьшается при любом конечном изменении состояния этой системы.

3) Изолированная система находится в метастабильном (относительно устойчивом) состоянии, если при некоторых конечных изменениях ее состояния энтропия этой системы возрастает.

Примером метастабильной системы может служить поток насыщенной газом жидкости, прошедший дросселирующее устройство. В результате сброса давления такой поток жидкости становится пересыщенным. За счет появления зародышей новой фазы система из метастабильного переходит в стабильное состояние.

Развитие теории возникновения новых фаз в метастабильных системах получило в работах М. Фольгмера, И.Я. Френкеля, О.М. Тодеса, Я.Б. Зельдовича, Б.В. Дерягина [127].

Изменение энергии Гиббса (максимальной работы системы) определяет возможность самопроизвольного протекания процессов фазовых переходов. Величина изменения энергии Гиббса ΔG , складывается из работы образования объема новой фазы $A_{об}$, и работы образования новой поверхности раздела фаз $A_{пов}$

$$\Delta G_{II} = A_{пов} + A_{об}, \text{ Дж} \quad (2.30)$$

Изменение энергии Гиббса в процессе образования отдельного газового пузырька

$$\Delta G_{II} = \sigma_{ж.г.} S_{II} - \Delta \mu i, \text{ Дж} \quad (2.31)$$

где $\sigma_{ж.г.}$ – коэффициент поверхностного натяжения границы раздела фаз «жидкость-газ», Дж/м²; S_{II} – площадь поверхности пузырька воздуха, м²; i – отношение объема газового пузырька W_{II} , м³, к объему одного моля газа W_{μ} , $\frac{\text{м}^3}{\text{моль}}$; $\Delta \mu$ – удельное изменение химического потенциала системы при выделении из раствора одного моля газа $\frac{\text{Дж}}{\text{моль}}$.

Подставляя в формулу (2.31) величину поверхности и объема пузырька сферической формы радиусом R_{II} получим:

$$\Delta G_{II} = 4\pi \left(R_{II}^2 \sigma_{ж.г.} - \frac{\Delta \mu R_{II}^3}{3W_{\mu}} \right), \text{ Дж} \quad (2.32)$$

При снижении давления над жидкостью с P_1 (давления насыщения) до давления P_2 (давления в дросселирующем устройстве), она становится пересыщенной, и удельное изменение химического потенциала при этом составит:

$$\Delta \mu = RT \ln \frac{P_1}{P_2}, \frac{\text{Дж}}{\text{моль}} \quad (2.33)$$

где T – абсолютная температура жидкости, К°; R – универсальная газовая постоянная $\frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}}$;

тогда:

$$\Delta G_{II} = 4\pi \left(R_{II}^2 \sigma_{ж.г.} - RT \ln \frac{P_1}{P_2} \cdot \frac{\Delta \mu R_{II}^3}{3W_{\mu}} \right), \text{ Дж} \quad (2.34)$$

Взяв первую и вторую производную уравнений (2.32) и (2.33) по R_{II} , можно установить, что функция $\Delta \sigma_n$ имеет максимум при некотором значении $R_{II.KP.}$ равном:

$$R_{II.KP.} = \frac{2\sigma_{ж.г} W_{\mu}}{\Delta \mu} = \frac{2\sigma_{ж.г} W_{\mu}}{RT \ln \frac{p_1}{p_2}}, \text{ м} \quad (2.35)$$

Этот размер пузырька газа называется критическим, а максимальное значение ΔG_{II} при этом будет:

$$\Delta G_{II.MAX} = \frac{16\pi\sigma_{ж.г} W_{\mu}^2}{3\Delta \mu^2} = \frac{16\pi\sigma_{ж.г} W_{\mu}^2}{3\left(RT \ln \frac{p_1}{p_2}\right)^2}, \text{ Дж} \quad (2.36)$$

Элементарное приращение энергии Гиббса, связанное с элементарной работой образования объема новой фазы $dA_{об}$, при изменении степени дисперсности в капиллярных процессах и постоянной температуре $T=\text{const}$, может быть представлено в виде:

$$dA_{об} = W_{dp}, \text{ Дж} \quad (2.37)$$

Для конкретного газа, имеющего объем, равный мольному объему $W = W_{\mu}$

$$dA_{об} = W_{\mu} dp \text{ или } \Delta A_{об} = W_{\mu} \Delta p, \text{ Дж} \quad (2.38)$$

В соответствии с законом Лапласа для сферического газового пузырька

$$\Delta p = \frac{2\sigma_{ж.г}}{R_{II.KP.}}, \text{ Па} \quad (2.39)$$

тогда

$$\Delta A_{об} = \frac{2\sigma_{ж.г} W_{\mu}}{R_{II.KP.}}, \text{ Дж} \quad (2.40)$$

Для процесса перехода вещества из растворенной формы в газообразную величина энергии Гиббса, связанная с работой образования объема новой фазы, может быть выражена через давление насыщенного пара, приняв его за идеальный газ. Тогда величина дополнительного изменения энергии Гиббса, связанного с изменением дисперсного состояния системы, определяется:

$$\Delta A_{об} = RT \ln \frac{p_{нпп}}{p_{нпо}}, \text{ Дж} \quad (2.41)$$

где $p_{нпп}$ и $p_{нпо}$ – соответственно величины давления насыщенного пара над искривленной поверхностью образовавшегося пузырька газа и равной поверхностью раздела фаз «газ-жидкость», Па.

Приравнивая (2.40) и (2.41) имеем:

$$\frac{2\sigma_{жг} W_{\mu}}{R_{п.кр.}} = RT \ln \frac{p_{нпп}}{p_{нпо}}, \text{ Дж} \quad (2.42)$$

Из (2.42) может быть получено уравнение Кельвина-Томсона:

$$\ln \frac{p_{нпп}}{p_{нпо}} = \frac{2\sigma_{жг} W_{\mu}}{RTR_{п.кр.}}, \text{ Дж} \quad (2.43)$$

На рисунке 2.3 приведены графики зависимости величины изменения энергии Гиббса $\Delta\sigma_{жг}$ в процессе образования пузырька газа из пересыщенного раствора от размера его радиуса $R_{п.}$

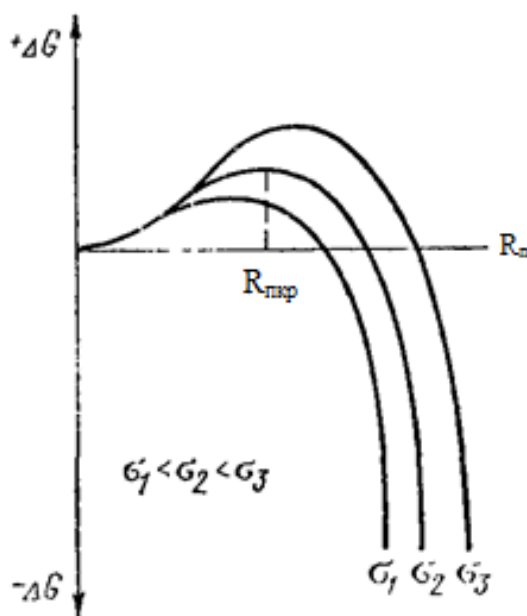


Рисунок 2.3 Графики зависимостей величины изменения энергии Гиббса $\Delta G_{п.}$ образования пузырька газа из пересыщенного раствора и размера радиуса $R_{п.}$ при разных величинах коэффициента поверхностного натяжения $\sigma_{жг}$ ($\sigma_1, \sigma_2, \sigma_3$) на границе раздела фаз «жидкость-газ» [104]

В соответствии с графиками, приведенными на рисунке 2.3, при $R_{п.} < R_{пкр.}$, процесс идет с увеличением энергии $\Delta G_{п.}$. В этом случае образовавшийся зародыш

пузырька газа нестабилен и снова растворяется в жидкости. В случае когда $R_n > R_{п.кр.}$ происходит самопроизвольный рост пузырька газа, сопровождающийся уменьшением энергии Гиббса ΔG_n .

Условием выделения новой фазы из раствора газа в жидкости является не только превышение химического потенциала выделяющегося вещества в старой фазе над его химическим потенциалом в новой фазе, но и преодоление сил поверхностной энергии. В связи с этим, несмотря на наличие пересыщения, протекание процесса образования новой фазы сильно замедляется ввиду наличия энергетического барьера. Для образования новой фазы необходимо, чтобы из-за флуктуации концентраций растворенного газа в некотором локальном объеме произошло скопление достаточно большого числа молекул новой фазы. Наличие в растворе центров образования (микровключений), аналогичных центрам конденсации или кристаллизации, существенно интенсифицирует процесс образования новой фазы. Выделившиеся из пересыщенного раствора зародышевые пузырьки начинают быстро расти за счет процесса диффузии в них растворенного газа до того момента, пока пересыщение не исчезнет.

Таким образом, процесс выделения газовых пузырьков из пересыщенного раствора в жидкости протекает в две стадии: стадии образования зародышевых пузырьков газа и стадии их роста вследствие диффузии в них растворенного газа. Первая из этих стадий протекает с увеличением энергии Гиббса в системе и поэтому термодинамика затруднена. Вторая стадия образования газовых пузырьков идет самопроизвольно со значительным убыванием энергии Гиббса.

В случае, когда образовавшийся вследствие местных флуктуаций концентраций растворенного газа пузырек воздуха имеет радиус R_n меньше некоторого критического размера $R_{п.кр.}$, при данном пересыщении среды он снова растворяется в жидкости и не дает начало росту нового пузырька.

С повышением температуры и ростом степени пересыщения жидкости газом вероятность возникновения зародыша газового пузырька увеличивается.

Как следует из формул (2.35) и (2.42) величина критического размера зародыша пузырька газа $R_{п.кр.}$ является функцией относительных давлений:

$$\bar{p} = \frac{p_1}{p_p} \text{ и } \bar{p}_{нп} = \frac{p_{нпн}}{p_{нпо}}$$

причем

$$\bar{p} = \bar{p}_{нп}, \text{ Па} \quad (2.44)$$

Таким образом, величина отношения давления, при котором происходило насыщение жидкости газом p_1 , к давлению жидкости после дросселирования p_2 , при котором образуются зародыши пузырьков газа критического размера $R_{п.кр.}$, равна величине отношения давления насыщенного пара над искривленной поверхностью $p_{нпн}$ внутри образовавшегося зародыша пузырька газа критического размера $R_{п.кр.}$, к давлению насыщенного пара над ровной поверхностью раздела фаз «газ-жидкость» $p_{нпо}$.

В работе [103] рекомендуется определять величину критического размера газового пузырька (размер зародышевого пузырька) исходя из анализа действующих на него сил (закона Лапласа) на формуле:

$$R_{п.кр.} = \frac{2\sigma_{жг}}{p_1 - p_2}, \text{ м} \quad (2.45)$$

Вычисленные по формуле (2.45) критические размеры зародышевых пузырьков при перепаде давлений $\Delta p = 10^5 - 10^6$ Па составляют $10^{-6} - 10^{-7}$ м. Пузырьки такого масштаба будут содержать $10^5 - 10^8$ молекул газа (пара).

На рисунке 2.4 представлены графики зависимостей величины критических размеров зародышей пузырьков газа, вычисленные по формуле (2.35), от значения относительного перепада давлений $\bar{p} = \frac{p_1}{p_p}$ при температуре $T = 293$ °К и разной величине коэффициента поверхностного натяжения $\sigma_{жг}$.

В соответствии с существующей в настоящее время теорией процесса образования новой фазы принято вычислять величину вероятности формирования жизнеспособного зародыша новой фазы на основе рассмотрения Марковской

цепи событий, ведущей от молекулярного уровня к макроскопическому, то есть возникновению зародыша пузырька.

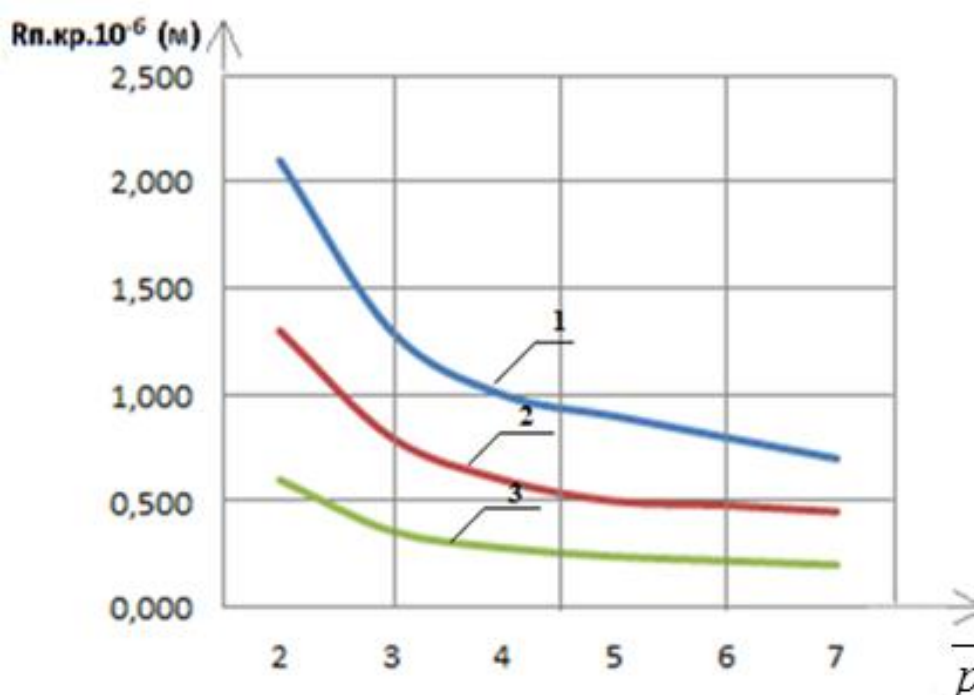


Рисунок 2.4 Графики зависимостей величин критических размеров зародышей пузырьков газа, вычисленные по формуле (2.35) от значений относительного перепада давлений $\bar{p} = \frac{p_1}{p_2}$ при температуре $T = -293$ °К и величинах коэффициента поверхностного натяжения $\sigma_{жг}$:

1) $\sigma_{жг} = 0,073$ Дж/м²; 2) $\sigma_{жг} = 0,045$ Дж/м²; 3) $\sigma_{жг} = 0,02$ Дж/м².

Я.Б. Зельдовичу [58] удалось описать «поток зародышей» в пространстве и определить их размеры. Для одного частного случая (когда число мономерных молекул во много раз превышает количество молекулярных комплексов) он использовал метод перевала и выразил число «равновесных» критических зародышей через число молекул с тем, чтобы с помощью уравнений Крамерса-Фокера-Планка [127] описать величину этого «потока зародышей». Было получено уравнение, позволяющее оценить величину вероятности возникновения зародыша в единице объема пересыщенной жидкости в единицу времени:

$$\chi = \frac{2W \sqrt{T \cdot \sigma_{жг}}}{\mu d^4 R_{п.кр.}} \cdot e^{-\frac{16\pi\sigma_{жг}^3 W_\mu^2}{3RT \ln \frac{p_1}{p_p}}} \quad (2.46)$$

где W – объем пересыщенной жидкости, м^3 ; d – диаметр молекул жидкости, м ; μ – динамический коэффициент вязкости жидкости $\text{Па} \cdot \text{с}$.

В соответствии с предложенной в работе [58] моделью зародыш пузырька образуется за промежуток времени, который имеет порядок 10^{-12} с, то есть практически мгновенно, а число зародышей, образующихся в единице объема пересыщенной жидкости в единицу времени, определяется формулой:

$$\Delta N_n = \frac{BD}{R_{П.КР.}^4} \sqrt{\frac{8\pi\sigma_{жг}}{RT}}, \frac{\text{шт}}{\text{с} \cdot \text{м}^3} \quad (2.47)$$

где B – коэффициент, характеризующий равновесное распределение зародышей по размерам

D – аналог коэффициента диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$

В работе [109] утверждается, что на скорость образования газовой фазы из пересыщенного раствора в жидкости в существенной степени влияют гидродинамические условия потока этой жидкости. Увеличение скорости потока пересыщенной жидкости приводит к уменьшению размеров образовавшихся пузырьков газа и к увеличению их числа. Повышение скорости образования новой фазы в этом случае может быть объяснено ускорением протекания процессов диффузии газа за счет повышения турбулентности потока. Воздействие повышенной турбулентности объясняется автором работы [127] механизмом формирования зародыша пузырька в центре свободного вихря, возникающего в турбулентном потоке, при наличии условий для протекания кавитационных явлений. Подобный механизм действует и в процессе возникновения кавитационных образований в пограничном слое жидкости.

В работе [127] была сделана попытка количественной оценки процесса образования жизнеспособных зародышей пузырьков в центре свободных турбулентных вихрей, согласно которой число этих зародышей в единице объема жидкости определяется выражением:

$$N_n = \frac{4 \cdot 10^5 (u')^{1.5}}{\nu^{1.5} \ell_0^{1.5}} \cdot \left[1 - \left(\frac{u_{кр}}{u} \right)^{0.75} \right]^2, \frac{\text{шт}}{\text{с} \cdot \text{м}^3} \quad (2.48)$$

где u – скорость потока жидкости, м/с; u' – среднеквадратичное значение компоненты турбулентных пульсаций скорости (для сильнотурбулизованных струй $u' = (0,015 - 0,20) u$; ν – кинематический коэффициент вязкости жидкости, м²/с; ℓ_0 – размер сопла, м; $u_{кр}$ – критическая скорость, при которой пузырьки не образуются $u_{кр} = 7,0$ м/с).

Авторами работы [127] было проведено экспериментальное изучение характеристик дисперсного состава пузырьков воздуха, образующихся при дросселировании пересыщенной воды.

Дисперсный состав образующихся пузырьков воздуха изучался при помощи метода фотографирования оптической системой с малой глубиной резкости, основы которого изложены в работе [104]. Исследования проводили на водопроводной воде, насыщенной воздухом при давлениях 200, 300, 400, 500 и 600 кПа. Температура воды составила 15°C. Дросселирование пересыщенной воды осуществлялось путем пропускания ее через латунную диафрагму толщиной 0,3 мм с диаметром отверстий 0,6, 1,03, 1,6 мм. Высота используемой прозрачной колонки составляла 500 мм. Фотографирование водовоздушной смеси в колонке производилось на высоте 300 мм от диафрагмы. Полученные микрофотографии обрабатывались и строились графики функции распределения пузырьков по крупности, представленные на рисунке 2.5

По пути движения газожидкостной смеси, как показывают исследования [127], ее относительное объемное содержание и дисперсный состав подвержены значительным изменениям вследствие продолжающихся процессов диффузии газа и интенсивной коалесценции пузырьков воздуха. В виду недостаточной длительности периода образования водовоздушной смеси, в работе [127] приведены данные, характеризующие дисперсный состав пузырьков воздуха, не закончивших процесс своего формирования и существенно отличающихся от результатов полученных в работе [52].

На рисунке 2.6 приведены результаты исследований распределения пузырьков азота по размерам при дросселировании его раствора в воде с различным начальным прессыщением [141].

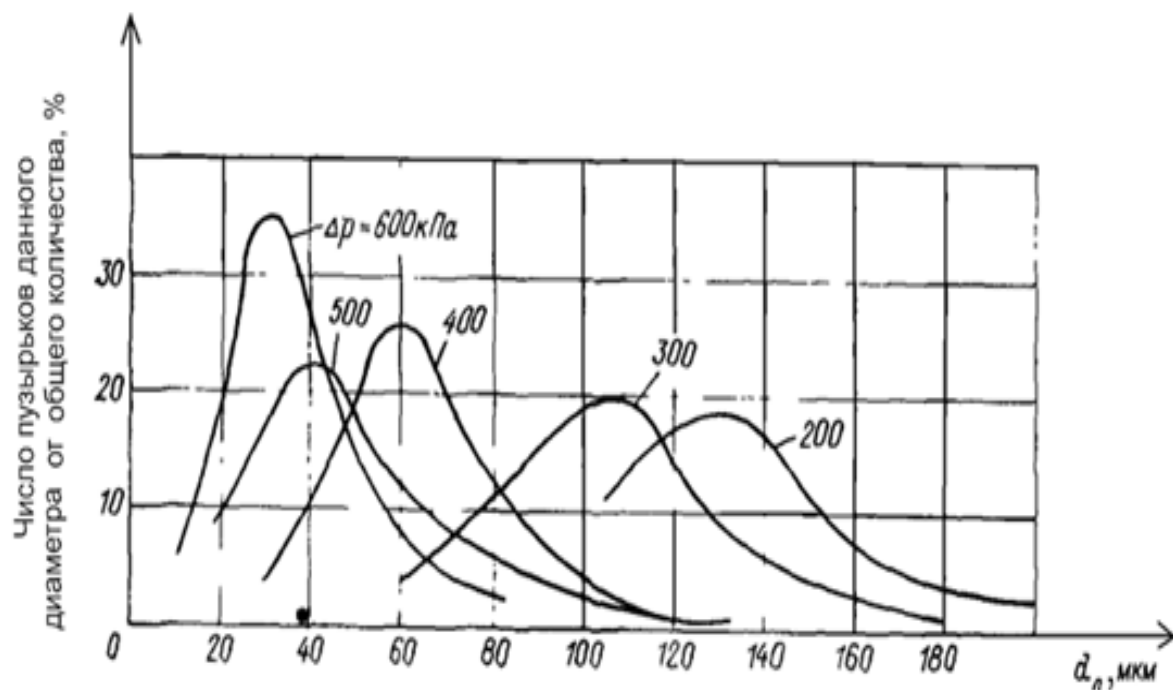


Рисунок 2.5 Графики распределения пузырьков воздуха по крупности при различных перепадах давлений Δp по данным [127].

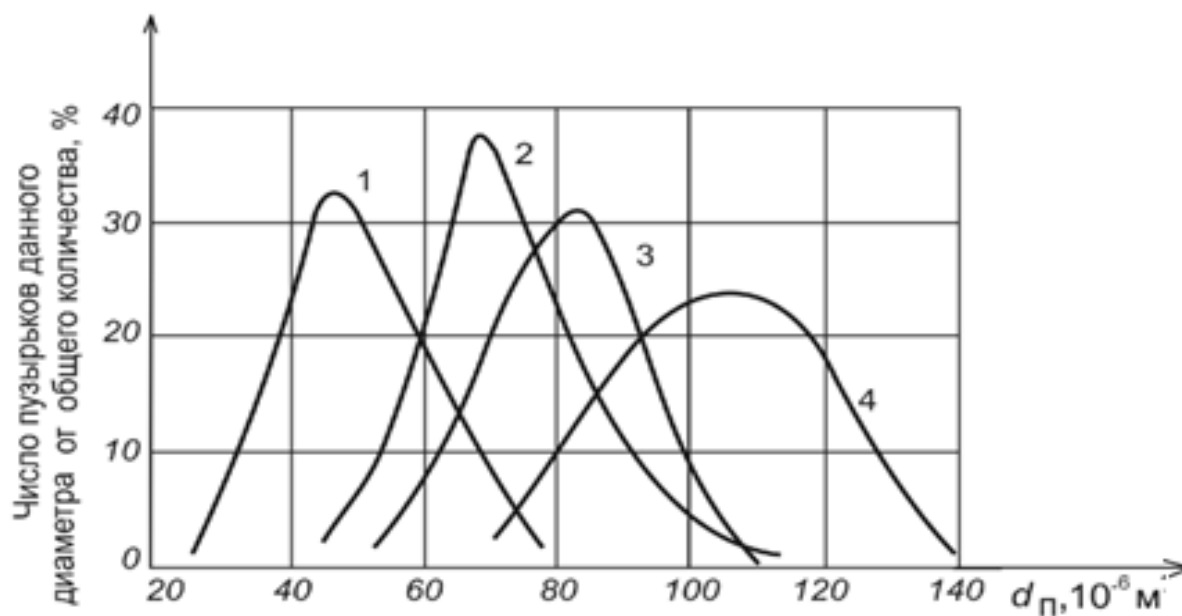


Рисунок 2.6 Графики распределения пузырьков азота по крупности в зависимости от величины пересыщения жидкости по данным [141]:
1 – 200 %; 2 – 400 %; 3 – 500 %; 4 – 800 %

Полученные данные показывают, что увеличение исходного пересыщения раствора приводит как к увеличению относительного объемного содержания газа в смеси, так и существенному повышению величины среднего диаметра газовых

пузырьков. Повышенные концентрации растворенного в жидкости газа при большой величине ее пересыщения обуславливают более существенное увеличение объема образовавшегося пузырька вследствие интенсивного протекания процесса диффузии газа и слипания (коалесценции) образовавшихся пузырьков.

Величина удельного газонакопления газожидкостной смеси объемом $W_{см} = 1 \text{ м}^3$ может быть определена как:

$$\varphi = \frac{W_z}{W_{см}} = W_z \quad (2.49)$$

Объем сферического пузырька воздуха в газожидкостной смеси со средним диаметром d_n , м:

$$W_n = \frac{\pi d_n^3}{6}, \text{ м}^3 \quad (2.50)$$

Тогда при числе пузырьков воздуха диаметром d_n в единице объема газожидкостной смеси N_n

$$\varphi = \frac{\pi d_n^3}{6} N_n \quad (2.51)$$

тогда

$$N_n = \frac{6\varphi}{\pi d_n^3}, \frac{шт}{\text{м}^3} \quad (2.52)$$

Число пузырьков воздуха в единице объема газожидкостной смеси N_n прямо пропорционально величине коэффициента газонаполнения φ и обратно пропорционально кубу среднего диаметра газовых пузырьков d_n .

Таким образом, повышение давления в сатураторе позволит увеличить степень пересыщения воды воздухом, что с одной стороны приведет к повышению величины газонаполнения получаемой в процессе дросселирования водовоздушной смеси, а с другой стороны приведет к увеличению размеров образовавшихся пузырьков воздуха. Повышение величины газонаполнения положительно влияет на эффективность процесса напорной флотации. Увеличение среднего диаметра образующихся пузырьков воздуха d_n приведет к

уменьшению их числа N_n и снижению величины эффективности захвата E (формула 2.27), что обуславливает снижение эффективности напорной флотации. Противоположное влияние факторов изменения величин газонаполнения водовоздушной смеси и средних размеров образующихся пузырьков приведет к тому, что эффективность процесса напорной флотации будет иметь максимум при некотором определенном значении пересыщения жидкости [11,16].

Феномен снижения эффективности процесса безреагентной напорной флотационной очистки замазученных сточных вод в радиальном флотационном отстойнике при увеличении давления в напорном баке более $2,5 \cdot 10^5$ Па описывается в работе [146] (рисунок 2.7).

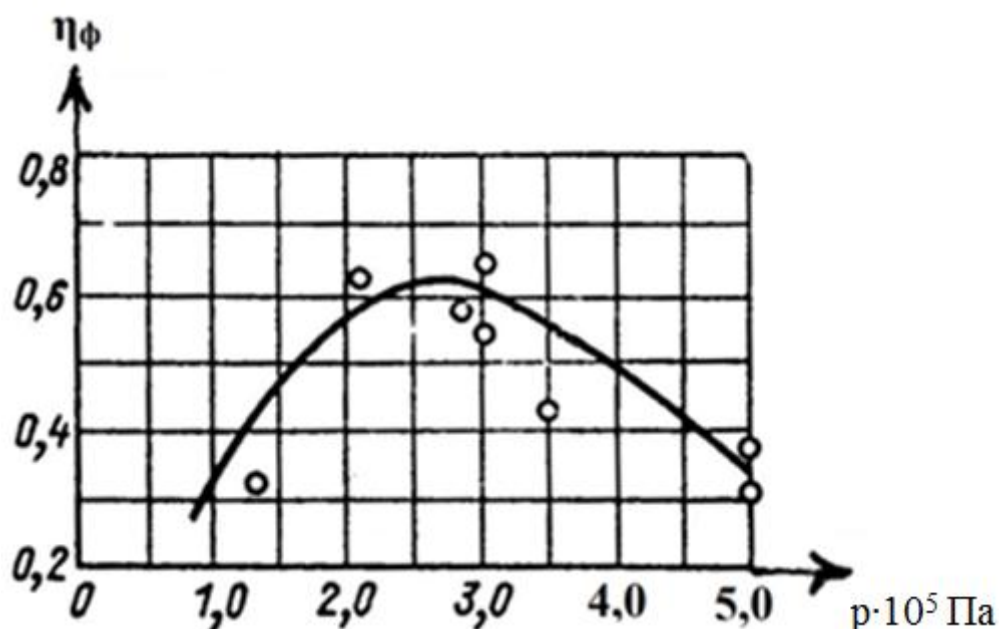


Рисунок 2.7 Зависимость эффективности очистки воды методом безреагентной напорной флотации от давления в сатураторе по данным [103].

Проведенный анализ процессов образования пузырьков воздуха из пересыщенного раствора жидкости позволяет сделать вывод, что технология напорной флотации, широко используемая в настоящее время для очистки сточных вод, не позволяет получить тонкодисперсную водовоздушную смесь с высоким газонаполнением.

2.3. Теоретические основы процесса механического диспергирования водовоздушной смеси

В процессе механического диспергирования водовоздушной смеси, уменьшение размеров находящихся в ней пузырьков воздуха протекает по двум механизмам: 1) При взаимном столкновении пузырьков воздуха; 2) В результате воздействия на пузырьки воздуха микровихрей, образующихся в турбулентном потоке.

Взаимные столкновения пузырьков воздуха в турбулентном потоке водовоздушной смеси могут привести к следующим результатам:

1. В процессе столкновения двух воздушных пузырьков происходит их дробление, вследствие чего их суммарный объем не изменяется ($\sum W_{\pi} = \text{const}$), а суммарная площадь поверхности увеличивается ($\sum S_{\pi 1} < \sum S_{\pi 2}$);

2. Столкновение пузырьков воздуха в водовоздушной смеси заканчивается их слиянием (коалесценцией), в результате чего их суммарный объем не изменяется ($\sum W_{\pi} = \text{const}$), а суммарная площадь поверхности уменьшается ($\sum S_{\pi 1} > \sum S_{\pi 2}$);

3. В водовоздушной смеси происходит упругое столкновение пузырьков, вследствие чего их суммарный объем не изменяется ($\sum W_{\pi} = \text{const}$), а их суммарная площадь также остается постоянной ($\sum S_{\pi} = \text{const}$).

В результате многочисленных актов столкновений пузырьков в водовоздушной смеси каждый из них приобретает конкретные параметры (диаметр пузырька $d_{\pi i}$, избыточное давление внутри пузырька $\Delta p_{\pi i}$ и величину коэффициента поверхностного натяжения $\sigma_{\pi i}$), позволяющие в дальнейшем обеспечить протекание процесса столкновения по упругому механизму и остающиеся впоследствии неизменными.

Изменением степени дисперсности пузырьков воздуха во времени в потоке водовоздушной смеси в результате их коалесценции, в частности может быть объяснено расхождение данных представленных на рисунке 2.5 и рисунке 2.6.

Определить параметры пузырьков, позволяющие им сталкиваться по упругому механизму, возможно, проведя анализ удельных энергетических характеристик гипотетического пузырька воздуха строго сферической формы объемом один моль, находящегося в покое в слое воды на достаточно малой глубине, позволяющей пренебречь величиной гидростатического давления. При температуре воды $T = 293,15$ °К объем этого пузырька воздуха будет составлять $W_{n\mu} = 0,0241$ м³. Диаметр этого пузырька

$$d_{п\mu} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot W_{n\mu}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 0,0241}{3,14}} = 0,358, \text{ м} \quad (2.53)$$

Принимается, что величина коэффициента поверхностного натяжения у рассматриваемого пузырька воздуха равна величине коэффициента поверхностного натяжения неискривленной границе раздела фаз «вода – воздух» при температуре $T = 293,15$ °К, $\sigma_{жг} = 0,0726$ Дж/м². Тогда величину избыточного давления внутри пузырька воздуха, возникающего в результате действия силы поверхностного натяжения в соответствии с законом Лапласа можно определить как

$$\Delta p_{п\mu} = \frac{4\sigma_{жг}}{d_{п\mu}} = \frac{4 \cdot 0,0726}{0,358} = 0,811 \text{ Па} \quad (2.54)$$

Для рассматриваемого гипотетического пузырька воздуха будет соблюдаться равенство величин поверхностной механической энергии пузырька $E_{s\mu}$; объемной механической энергии $E_{w\mu}$ и энергии увеличения химического потенциала системы вследствие изменения степени дисперсности E_{μ} (образования пузырька воздуха объемом 1 моль) [8]

$$E_{s\mu} = E_{w\mu} = E_{\mu}, \text{ Дж} \quad (2.55)$$

$$\begin{cases} E_{s\mu} = \pi d_{п\mu}^2 \sigma_{жг} = 3,14 \cdot 0,358^2 \cdot 0,0726 = 0,029, \text{ Дж / моль} \\ E_{s\mu} = \frac{3}{2} \Delta p_{п\mu} W_{\mu} = \frac{3}{2} \cdot 0,811 \cdot 0,0241 = 0,029, \text{ Дж / моль} \\ E_{\mu} = RT \ln \frac{P_{НПИ}}{P_{НПО}} = 8,31 \cdot 293,15 \cdot \ln 1,000012 = 0,029, \text{ Дж / моль} \end{cases} \quad (2.56)$$

где R – универсальная газовая постоянная $R=8,31 \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}}$;

$p_{\text{нпн}}$ и $p_{\text{нпо}}$ – соответственно давления насыщенного пара над искривленной поверхностью пузырька и равной поверхности границы раздела фаз «вода – воздух», Па.

Сферический пузырек воздуха диаметром $d_{\text{пм}}$ диспергируется на $N_{\text{п}}$ сферических пузырьков диаметром $d_{\text{п}}$. Количество образовавшихся пузырьков определится из условия:

$$W_{\text{пм}} = N_{\text{п}} W_{\text{п}}, \text{ м}^3 \quad (2.57)$$

тогда

$$N_{\text{п}} = \frac{W_{\text{пм}}}{W_{\text{п}}} = \frac{\pi d_{\text{пм}}^3}{6} \cdot \frac{6}{\pi d_{\text{п}}^3} = \frac{d_{\text{пм}}^3}{d_{\text{п}}^3}, \text{ шт} \quad (2.58)$$

Суммарная площадь поверхности вновь образовавшихся пузырьков:

$$\sum_{i=1}^N S_{\text{п}} = N_{\text{п}} \pi d^2 = \frac{d_{\text{пм}}^3}{d_{\text{п}}^3} \cdot \pi d_{\text{п}}^2 = \pi d_{\text{пм}}^2 \cdot \frac{d_{\text{пм}}}{d_{\text{п}}} = \pi d_{\text{пм}}^2 \cdot K_{\text{уд}}, \text{ м}^2 \quad (2.59)$$

где $K_{\text{уд}} = \frac{d_{\text{пм}}}{d_{\text{п}}}$ – коэффициент, характеризующий изменение степени дисперсности системы.

Поскольку в результате диспергирования величина поверхностной механической энергии не изменяется, то будет выполняться равенство:

$$\pi d_{\text{пм}}^2 \sigma_{\text{жг}} = N_{\text{п}} \pi d_{\text{п}}^2 \sigma_{\text{п}} = \pi d_{\text{пм}}^2 \frac{d_{\text{пм}}}{d_{\text{п}}} \sigma_{\text{п}}, \text{ Дж} \quad (2.60)$$

где $\sigma_{\text{п}}$ – коэффициент поверхностного натяжения образовавшихся в результате диспергирования пузырьков воздуха (Дж/м²).

откуда

$$\sigma_{\text{п}} = \pi d_{\text{пм}}^2 \sigma_{\text{жг}} \frac{d_{\text{п}}}{d_{\text{пм}}} \frac{1}{\pi d_{\text{пм}}^2} = \sigma_{\text{жг}} \frac{d_{\text{п}}}{d_{\text{пм}}} = \frac{\sigma_{\text{жг}}}{K_{\text{уд}}}, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.61)$$

Из условия равенства объемной механической энергии исходного пузырька воздуха и суммарной объемной механической энергии, вновь образовавшихся в

процессе диспергирования пузырьков воздуха с учетом равенства их объемов $W_{пц} = \sum_{i=1}^n W_{ni}$ следует, что величина избыточного давления внутри пузырька воздуха диаметром $d_{п}$, возникшего в результате действия силы поверхностного натяжения, так же останется неизменной:

$$\Delta p_{п} = \frac{4\sigma_{п}}{d_{п}} = \frac{4}{d_{п}} \sigma_{жсг} \frac{d_{п}}{d_{п\mu}} = \frac{4\sigma_{жсг}}{d_{п\mu}} = 0,811 \text{ Па} \quad (2.62)$$

$$\Delta p_{пц} = \Delta p_{п} = \text{const} = 0,811 \text{ Па} \quad (2.63)$$

Увеличение поверхности раздела фаз «вода – воздух», происходящее в процессе дробления пузырьков, компенсируется снижением величины коэффициента поверхностного натяжения $\sigma_{\mu} = \sigma_{жг} \frac{d_{п}}{d_{\mu}}$, в результате чего величина избыточного давления внутри пузырька воздуха $\Delta p_{п}$ остается неизменной.

Таким образом, величину избыточного давления внутри пузырька воздуха $\Delta p_{п} = \Delta p_{пц} = \text{const} = 0,811 \text{ Па}$ можно считать энергетически наиболее оптимальной, обеспечивающей столкновение пузырьков по упругому механизму. В случае если избыточное давление внутри пузырьков воздуха будет больше оптимального, то они будут склонны к дроблению, приводящему к увеличению суммарной площади поверхности вновь образующихся пузырьков, что приведет при неизменной величине коэффициента поверхностного натяжения к уменьшению избыточного давления $\Delta p_{п}$. Если избыточное давление внутри пузырьков воздуха будет меньше оптимального, то они будут склонны к коалесценции (слиянию), в результате чего произойдет уменьшение их суммарной площади поверхности, что обеспечит повышение избыточного давления $\Delta p_{п}$.

Полученные результаты позволяют сделать вывод о том, что энергетически оптимальной величиной избыточного давления внутри пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, движущейся в турбулентном режиме, позволяющей обеспечить процесс их столкновения по упругому механизму, является значение избыточного давления, создаваемого силой поверхностного натяжения внутри

гипотетического пузырька воздуха сферической формы, имеющего объем, равный объему одного моля и коэффициент поверхностного натяжения, равный коэффициенту поверхностного натяжения неискривленной границы раздела фаз «вода – воздух».

Полная удельная поверхностная энергия E_{sy} (Дж/м²) рассматриваемого пузырька воздуха объемом $W_{пм} = 1$ моль, в соответствии с рекомендациями [8], может быть определена, как сумма удельной энергии поверхностного натяжения $\sigma_{жг}$ (Дж/м²) (поверхностной механической энергии) и удельной энергии скрытой теплоты образования поверхности раздела фаз «вода-воздух» G_s (Дж/м²)

$$E_{sy\mu} = \frac{E_{s\mu}}{S_{п\mu}} = \sigma_{жг} + G_s = \sigma_{жг} + T^\circ S_T, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.64)$$

где $E_{s\mu}$ – полная поверхностная энергия пузырька объемом 1 моль; $S_{п\mu}$ – площадь поверхности пузырька воздуха объемом 1 моль; T – температура воды °K; S_T – температурный коэффициент ($S_T = 0,000155$ Дж/м² при $T = 293,15$ °K), $\sigma_{жг} = 0,0726$ Дж/м².

$$E_{sy\mu} = 0,0726 + 293,15 \cdot 0,000155 = 0,118 \text{ Дж/м}^2 \quad (2.65)$$

При уменьшении диаметра пузырька воздуха в процессе диспергирования, величина избыточного давления внутри пузырька остается неизменной ($\Delta p_{п} = \text{const}$), а величина удельной поверхностной энергии $\sigma_{п}$ в соответствии с законом Лапласа уменьшается прямо пропорционально уменьшению его диаметра

$$\sigma_{п} = \frac{\Delta p_{п} \cdot d_{п}}{4}, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.66)$$

Поскольку величина удельной поверхностной энергии (Дж/м²) пузырька воздуха диаметром $d_{п}$, образовавшегося в процессе диспергирования, также остается неизменной ($E_{syn} = E_{sy\mu} = \text{const}$), снижение значения удельной поверхностной энергии $\sigma_{п}$ компенсируется энергией электростатического заряда G_3 (образованием двойного электрического слоя) пузырька при уменьшении его диаметра [146].

Образование двойного электрического слоя на поверхности пузырька воздуха происходит самопроизвольно в результате стремления системы сохранить величину полной удельной поверхностной энергии $E_{\text{суп}}$ (Дж/м²).

В соответствии с обобщенным уравнением первого и второго начал термодинамики (без учета химической энергии), изменение величины полной энергии (энергии Гиббса) на поверхности пузырька воздуха dE_n можно записать следующим образом

$$dE_n = \sigma_n d_s S - S_T dT + \varphi dq, \text{ Дж} \quad (2.67)$$

S_T - энтропия системы, $\frac{\text{Дж}}{^\circ\text{К}}$; T - температура, $^\circ\text{К}$; φ - электрический потенциал двойного электрического слоя, В; q - заряд поверхности, К.

В этом уравнении $\sigma_n d_s S$ обозначает величину изменения поверхностной энергии при изменении площади раздела фаз «вода – воздух». При постоянной температуре зависимость примет вид:

$$dE_n = \sigma_n d_s S + \varphi dq, \text{ Дж} \quad (2.68)$$

Полный дифференциал поверхностной энергии равен :

$$dE_n = \sigma_n d_s S + S d\sigma_n + \varphi dq + q d\varphi, \text{ Дж} \quad (2.69)$$

Вычитая уравнение (2.68) из уравнения (2.69) получим:

$$S d\sigma_n + q d\varphi = 0 \quad (2.70)$$

Если разделить полученное соотношение на площадь поверхностного слоя границы раздела фаз «вода-воздух» S и обозначить $\frac{q}{S}$ через (q_s - заряд единицы поверхности, то есть плотность заряда), то получим:

$$\frac{d\sigma_n}{d\varphi} = -q_s, \text{ К/м}^2 \quad (2.71)$$

Соотношение (2.71) носит название первого уравнения Липпмана. Из этого уравнения следует, что если знаки потенциала и заряда совпадают, то уменьшение величины поверхностного натяжения сопровождается увеличением абсолютного значения электрического потенциала.

Дифференциальная емкость двойного электрического слоя, границы раздела фаз «вода-воздух», как и любого конденсатора, определяется соотношением:

$$C_s = \frac{dq_s}{d\varphi}, \text{ Ф/м}^2 \quad (2.72)$$

где C_s - удельная электрическая емкость поверхности раздела фаз.

После дифференцирования уравнения (2.71) и подстановки в него соотношения (2.72) можно получить второе уравнение Липпмана:

$$\frac{d^2\sigma_n}{d\varphi^2} = -\frac{dq_s}{d\varphi} = -C_s, \text{ Ф/м}^2 \quad (2.73)$$

Уравнение (2.73) показывает возможность определения емкости двойного электрического слоя, если известна зависимость σ_n от φ .

Если представить двойной электрический слой как плоский конденсатор, тогда его интегральную емкость можно принять как постоянную величину равную:

$$C_s = \frac{q_s}{\varphi}, \text{ Ф/м}^2 \quad (2.74)$$

В уравнении (2.73) электрическая емкость относится к единице площади поверхности, так как берется плотность заряда q_s , так как можно предположить, что емкость двойного электрического слоя не зависит от величины потенциала. Подставляя в уравнение (2.71) величину $q_s = C_s\varphi$ полученную из (2.74) имеем

$$\frac{d\sigma_n}{d\varphi} = -C_s\varphi, \text{ К/м}^2 \quad (2.75)$$

$$d\sigma_n = -C_s\varphi d\varphi, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.76)$$

Интегрируя уравнения (2.75) и (2.76) в пределах от σ_n до $\sigma_{n\max}$ (максимальное значение σ) и от φ до φ_0 (заряд φ_0 равен нулю – точка нулевого заряда) получим:

$$\int_{d\sigma}^{\sigma_{\max}} d\sigma_n = -C_s \int_{\varphi}^{\varphi_0} \varphi d\varphi$$

$$\sigma_{\max} - \sigma_n = C_s \left(\frac{\varphi^2}{2} - \frac{\varphi_0^2}{2} \right), \text{ Дж/м}^2 \quad (2.77)$$

учитывая, что $\varphi_0 = 0$ получим

$$\sigma_{\text{пmax}} = \sigma_{\text{п}} + C_s \frac{\varphi^2}{2}, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.78)$$

Уравнение (2.78) называется уравнением электрокапиллярной кривой. Из уравнения электрокапиллярной кривой следует, что величина поверхностного натяжения при условии постоянства емкости двойного электрического слоя изменяется в соответствии с уравнением параболы (рисунок 2.8)

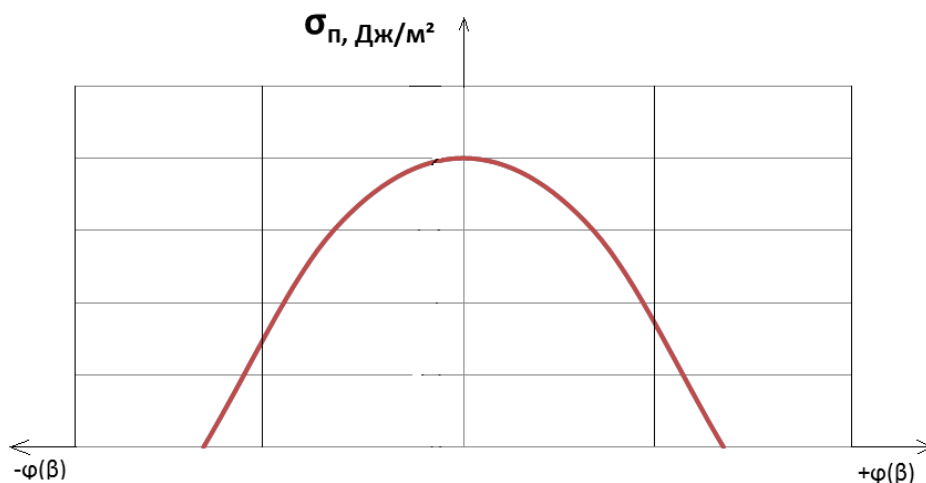


Рисунок 2.8 График теоретической зависимости величины коэффициента поверхностного натяжения $\sigma_{\text{п}}$ (Дж/м²) от величины электрического потенциала двойного электрического слоя φ (В) (теоретическая электрокапиллярная кривая).

Вершина параболы отвечает максимальной величине коэффициента поверхностного натяжения $\sigma_{\text{п.max}}$ при $\varphi = 0$. Парабола симметрична, что по физическому смыслу означает равное сродство катионов и анионов, выступающих в роли противоионов к поверхности, имеющей соответственно отрицательный и положительный потенциал. Как увеличение положительного потенциала, так и увеличение отрицательного потенциала, ведет к снижению величины коэффициента поверхностного натяжения.

В реальных водных дисперсных системах электрокапиллярные кривые обычно не являются симметричными. Поверхность раздела фаз «вода-воздух» в большей степени склонна к приобретению отрицательного электрического потенциала.

Величина удельной поверхностной энергии электростатического заряда пузырька воздуха $G_э$ может быть определена как:

$$G_э = \varphi q_s = C_s \frac{\varphi^2}{2}, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.79)$$

Величина полной удельной поверхностной энергии пузырька воздуха диаметром d_n , образовавшегося в процессе диспергирования в чистой воде, может быть определена по формуле:

$$E_{\text{суп}} = \sigma_n + G_s + G_э = \sigma_n + TS_T + C_s \frac{\varphi^2}{2} = 0,118 = \text{const}, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.80)$$

Для воды, загрязненной поверхностно-активными веществами, в балансе полной удельной поверхностной энергии пузырька воздуха диаметром d_n необходимо дополнительно учитывать и химическую энергию адсорбировавшихся на его поверхности веществ G_μ [103].

$$\Delta G_\mu = \sum_{i=1}^n \mu_i N_i, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.81)$$

где μ_i – химический потенциал i -го компонента поверхностно-активных веществ (Дж/моль); N_i – число молей i -го компонента адсорбировавшихся на единице площади поверхности пузырька воздуха (моль/м²).

тогда

$$E_{\text{суп}} = \sigma_n + G_s + G_э + G_\mu = \sigma_n + TS_m + C_s \frac{\varphi^2}{2} + \sum_{i=1}^n \mu_i N_i = 0,118 = \text{const}, \text{ Дж/м}^2 \quad (2.82)$$

В турбулентном потоке водовоздушной смеси наблюдается активное перемешивание находящихся в ней пузырьков воздуха, что определяет протекание процессов диспергирования. По физическому механизму процессы, протекание которых ускоряется в результате перемешивания, принято подразделять на две основные группы [77].

Первую из них составляют процессы переноса растворенных веществ, взвешенных частиц и теплоты на расстояния не слишком малые по сравнению с размерами аппарата. Эти процессы играют основную роль при смешивании взаимно-растворимых жидкостей, взвешивании дисперсных частиц, выравнивании температур. Их результат характеризуется степенью однородности

полей концентраций и температур или временем достижения заданной степени однородности, и полностью определяется макромасштабными характеристиками потока жидкости в аппарате [22].

Ко второй группе относятся процессы дробления капель и пузырьков. Размеры капель и пузырьков малы по сравнению с размерами аппарата, поэтому конечные результаты перемешивания – диаметр образующихся капель и пузырьков или их удельная поверхность – мало зависят от макрохарактеристик потока. Он определяется главным образом интенсивностью микромасштабной турбулентности или величиной сдвиговых усилий в малых элементах объема, сопоставимых по размерам с частицами дисперсной фазы. К данной группе следует также отнести случаи, когда выравнивание концентраций реагирующих веществ на макроуровне недостаточно для нормального протекания химических реакций, и существенную роль играет скорость подвода или отвода веществ на микроуровне, вплоть до расстояний, на которых проявляются силы межмолекулярного взаимодействия. Хотя скорость переноса в элементах объема столь малых масштабов (явление микросмешения) определяется в первую очередь физико-химическими свойствами среды и диффундирующих веществ, на нее оказывает влияние и микромасштабная структура потока.

Наряду с классификацией по масштабу процессы, происходящие в перемешивающих аппаратах, можно классифицировать и по наличию границы раздела фаз «жидкость – твердая поверхность» на:

1. Процессы, происходящие в объеме аппарата. В этом случае специфика происходящих процессов определяется особенностями течения жидкости, создаваемом в объеме аппарата.

2. Процессы, происходящие на границе раздела фаз «жидкость – твердая поверхность». Эту группу образуют явления массообмена и теплообмена на границах раздела: «жидкость – корпус аппарата», «жидкость – поверхность перемешивающего устройства». Основное влияние на скорость процессов переноса при этом оказывают характеристики пограничного слоя, которые

зависят от условий течения перемешиваемой среды в непосредственной близости к межфазовой поверхности.

Интенсивное перемешивание водовоздушной смеси позволяет осуществить перемещение газовой фазы (пузырька воздуха) относительно жидкой фазы (воды). В процессе этого перемещения происходит деформация пузырька воздуха и его дробление. Чем меньше величина поверхностного натяжения на границе пузырька воздуха, тем интенсивней протекают процессы его диспергирования.

На пузырек воздуха в процессе интенсивного перемешивания водовоздушной смеси действуют турбулентные пульсации скорости движения потока, в результате чего и происходит его относительное перемещение.

Турбулентные пульсации скорости потока имеют следующие основные характеристики:

- 1) масштаб турбулентных пульсаций скорости потока λ (м);
- 2) скорость турбулентных пульсаций потока v_λ (м/с);
- 3) градиент скорости турбулентных пульсаций потока G_λ (c^{-1}).

Дробление пузырьков воздуха смеси происходит только лишь под действием турбулентных пульсаций скорости потока, имеющих масштаб λ , не превышающий диаметр этих пузырьков d_p .

Пульсации скорости потока больших размеров (масштабов) будут просто перерастать пузырек воздуха из одной точки потока в другую, не деформируя его.

Таким образом, масштабы турбулентных пульсаций скорости потока, приводящие к диспергированию пузырьков воздуха в перемешиваемой водовоздушной смеси, примерно должны быть равны размерам этих пузырьков.

Поскольку в турбулентном потоке перемешиваемой воздушной смеси наблюдается широкий спектр масштабов пульсаций скоростей, то диспергирование пузырьков воздуха происходит вплоть до размеров, сопоставимых с размерами наиболее низкомасштабными пульсациями, обладающими достаточной энергией для нарушения сплошности раздела фаз «газ-жидкость».

Наибольшей энергией и наименьшим масштабом λ_0 обладают турбулентные пульсации, при которых происходит диссипация их энергии (рассеивание энергии в окружающую среду).

Величину λ_0 принято называть внутренним масштабом турбулентности, значение которого зависит от значения удельной секундной диссипации энергии ε_T , Вт/кг (энергии затрачиваемой на перемешивание) и вязкости среды характеризуемой величиной кинематического коэффициента вязкости ν ($\text{м}^2/\text{с}$).

Величину удельной секундной диссипации энергии ε_T принято определять как отношение энергии, затрачиваемый на перемешивание смеси N (Вт) к ее массе M (кг)

$$\varepsilon_T = \frac{N}{M}, \left(\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \right); \left(\frac{\text{м}^2}{\text{с}^3} \right) \quad (2.83)$$

Величина мощности, затрачиваемой на перемешивание водовоздушной смеси N_p , может быть определена как отношение рассеиваемой в процессе перемешивания энергии A_p (Дж), к продолжительности перемешивания Δt_p (с) (времени, за которое произошло рассеивание энергии).

$$N_p = \frac{A_p}{\Delta t_p}, \text{ Вт}; \frac{\text{Дж}}{\text{с}} \quad (2.84)$$

Поскольку внутренний масштаб турбулентности потока зависит от величины удельной секундной диссипации энергии и значения коэффициента кинематической вязкости среды потока ν можно записать:

$$\lambda_0 = f(\varepsilon_T; \nu) \quad (2.85)$$

Поскольку λ_0 , ν , ε_T — величины, имеющие независимые размерности, то вместо уравнения можно записать

$$\lambda_0 = \nu^x \varepsilon_T^y \quad (2.86)$$

размерности $\lambda - \text{м}; \nu - \text{м}^2 / \text{с}; \varepsilon_T - \text{м}^2 / \text{с}^3$.

тогда

$$\text{м} = \frac{\text{м}^{2x} \cdot \text{м}^{2y}}{\text{с}^x \cdot \text{с}^{3y}}.$$

следовательно, имеем систему уравнений

$$\begin{cases} 1 = 2x + 2y; \\ 0 = x + 3y, \end{cases}$$

откуда

$$x = \frac{3}{4}; \quad y = -\frac{1}{4}$$

В соответствии с найденными значениями x, y в формуле (2.87), внутренний масштаб турбулентности определяется по формуле

$$\lambda_0 = \sqrt{\frac{\nu^3}{\varepsilon_T}} \quad (2.88)$$

Аналогичным образом может быть определена величина градиента скорости турбулентных пульсаций потока нулевого масштаба.

$$G_\lambda = \sqrt{\frac{\varepsilon_T}{\nu}}, \quad c^{-1} \quad (2.89)$$

Величину скорости турбулентных пульсаций нулевого масштаба можно определить из условия

$$G_\lambda = \frac{\nu_\lambda}{\lambda_0} \quad (2.90)$$

откуда

$$\nu_\lambda = G_\lambda \lambda_0 = \frac{\varepsilon_T^{\frac{1}{2}} \nu^{\frac{3}{4}}}{\nu^{\frac{1}{2}} \varepsilon_T^{\frac{1}{4}}} = \varepsilon_T^{\frac{1}{4}} \nu^{\frac{1}{4}} = \sqrt[4]{\varepsilon_T \nu}, \quad \text{м/с} \quad (2.91)$$

Период турбулентных пульсаций нулевого масштаба определится из условия

$$T_\lambda = \frac{\lambda_0}{\nu_\lambda} = \frac{\nu^{\frac{3}{4}}}{\varepsilon_T^{\frac{1}{4}}} \cdot \frac{1}{\varepsilon_T^{\frac{1}{4}} \nu^{\frac{1}{4}}} = \frac{\nu^{\frac{1}{2}}}{\varepsilon_T^{\frac{1}{2}}} = \sqrt{\frac{\nu}{\varepsilon_T}}, \quad \text{с} \quad (2.92)$$

Таким образом, имеем замкнутую систему уравнений, характеризующие турбулентные пульсации потока нулевого масштаба:

$$\left\{ \begin{array}{l} \lambda_o = \sqrt[4]{\frac{v^3}{\varepsilon_T}}, m \\ G_{\lambda o} = \sqrt{\frac{\varepsilon_T}{v}}, c \\ v_{\lambda o} = \sqrt{\varepsilon_T} v, m/c \\ T_{\lambda o} = \sqrt{\frac{v}{\varepsilon_T}}, c^{-1} \end{array} \right. \quad (2.93)$$

При воздействии на пузырек воздуха диаметром d_p турбулентной пульсации потока, масштаб которой λ сопоставим с размерами пузырька ($\lambda \approx d_p$), он будет перемещаться относительно жидкости со скоростью v_p и испытывать действие силы гидродинамического давления $F_{гд}$

$$F_{гд} = \frac{\pi d_p^2}{4} \xi \frac{v_n^2}{2} \rho, Н \quad (2.94)$$

где: ξ - коэффициент гидродинамического сопротивления.

В процессе перемещения на пузырек воздуха также будет действовать сила поверхностного натяжения $F_{пн}$

$$F_{пн} = \pi d_p^2 \Delta p_p = \pi d_p^2 \frac{4\sigma_n}{d_n} = 4\pi d_p \sigma_n, Н \quad (2.95)$$

Пузырек сохранит свою сферическую форму, если в процессе перемещения будет соблюдаться стационарный режим действия силы поверхностного натяжения, характеризуемый стационарностью условий относительно действия силы поверхностного натяжения, при этом

$$F_{пн} > F_{гд}, Н \quad (2.96)$$

В случае когда

$$F_{пн} \leq F_{гд}, Н \quad (2.97)$$

Пузырек воздуха будет деформироваться, в результате чего величина силы поверхностного натяжения $F_{пн}$ возрастет и скомпенсирует действие силы гидродинамического давления $F_{гд}$. При некотором критическом значении v_p , действие силы гидродинамического давления не может быть скомпенсировано

увеличением силы поверхностного натяжения за счет деформации пузырька воздуха, в результате чего произойдет его дробление.

Условием начала процесса деформации поверхности пузырька воздуха под действием турбулентных пульсаций потока масштабом λ будет:

$$F_{\text{пн}} = F_{\text{гд}}, \text{ Н} \quad (2.98)$$

Величина элементарной работы, совершаемой против действия силы поверхностного натяжения, может быть определена как

$$\Delta A_{\text{пн}} = F_{\text{пн}} \Delta l, \text{ Дж} \quad (2.99)$$

где Δl – элементарное перемещение пузырька воздуха относительно жидкости (м).

При продолжительности перемещения пузырька воздуха Δt , с, со скоростью $v_{\text{п}}$, м/с

$$\Delta l = v_{\text{п}} \Delta t, \text{ м} \quad (2.100)$$

тогда

$$\Delta A_{\text{пн}} = F_{\text{пн}} v_{\text{п}} \Delta l, \text{ Дж} \quad (2.101)$$

Элементарная мощность при перемещении пузырька воздуха на расстояние Δl может быть определена как:

$$\Delta N_{\text{пн}} = \frac{\Delta A_{\text{пн}}}{\Delta T} = \frac{F_{\text{пн}} v_{\text{п}} \Delta l}{\Delta T} = \frac{4\pi d_{\text{п}} \sigma_{\text{п}} v_{\text{п}} \Delta T}{\Delta T} = 4\pi d_{\text{п}} \sigma_{\text{п}} v_{\text{п}}, \text{ Вт}; \frac{\text{Дж}}{\text{с}} \quad (2.102)$$

Величина удельной секундной диссипации энергии при этом составит

$$\epsilon_{\text{т}} = \frac{\Delta N_{\text{пн}}}{\Delta m}, \frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad (2.103)$$

Масса элементарного объема жидкости, перемешиваемой пузырьком воздуха диаметром $d_{\text{п}}$ при его элементарном перемещении Δl

$$\Delta m = \frac{\pi d_{\text{п}}^2}{4} \Delta l \rho = \frac{\pi d_{\text{п}}^2}{4} v_{\text{п}} \Delta T \rho, \text{ кг} \quad (2.104)$$

тогда

$$\epsilon_{\text{т}} = 4\pi d_{\text{п}} \sigma_{\text{п}} v_{\text{п}} \cdot \frac{4}{\pi d_{\text{п}}^2 \rho v_{\text{п}} \Delta T} = 16 \frac{\sigma_{\text{п}}}{d_{\text{п}} \rho \Delta T}, \frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad (2.105)$$

Величина элементарной энергии силы поверхностного натяжения может быть определена как

$$\Delta E_{\text{пн}} = \pi d_{\text{п}}^2 \sigma_{\text{п}}, \text{ Дж} \quad (2.106)$$

тогда

$$\Delta T = \frac{E_{\text{п}}}{\Delta N_{\text{пн}}} = \pi d_{\text{п}}^2 \sigma \cdot \frac{1}{4\pi d \sigma \nu_{\text{п}}} = \frac{1}{4} \frac{d_{\text{п}}}{\nu_{\text{п}}}, \text{ с} \quad (2.107)$$

В работе [148] было предложено определить величину ΔT (время экспозиции) как:

$$\Delta T = \frac{d_{\text{п}}}{\nu_{\text{п}}}, \text{ с} \quad (2.108)$$

Формула (2.108) была получена Р. Хигби на основе теории подобия без проведения термодинамического анализа. По нашему мнению в данном случае было корректно использовать в качестве линейного размера пузырька воздуха не величину диаметра его поперечного сечения максимальной площади $d_{\text{п}}$ (м), а величину его гидравлического радиуса $R_{\text{п}}$, представляющего собой отношение максимальной площади поперечного сечения $\omega_{\text{п}}$, м^2 , к величине смоченного периметра этого сечения $\chi_{\text{п}}$, м

$$R_{\text{п}} = \frac{\omega_{\text{п}}}{\chi_{\text{п}}} = \frac{\pi d_{\text{п}}^2}{4} \cdot \frac{1}{\pi d_{\text{п}}} = \frac{d_{\text{п}}}{4}, \text{ м} \quad (2.109)$$

Подставляя формулу (2.107) в формулу (2.105) получим

$$\varepsilon_T = 16 \frac{\sigma_{\text{п}}}{d_{\text{пп}}} \cdot \frac{4\nu_{\text{п}}}{d_{\text{п}}} = 64 \frac{\sigma_{\text{п}}}{d_{\text{пп}}^2 \rho} \nu_{\text{п}}, \text{ Вт/кг} \quad (2.110)$$

откуда

$$\varepsilon_T^2 = 4098 \frac{\sigma^2}{d_{\text{п}}^4 \rho^2} \nu_{\text{п}}^2, \text{ Вт}^2/\text{кг}^2 \quad (2.111)$$

из (2.95) имеем

$$\frac{\pi d_{\text{п}}^2}{4} \rho \xi \frac{\nu_{\text{п}}^2}{2} = 4\pi d_{\text{п}} \sigma_{\text{п}} \quad (2.112)$$

откуда

$$\nu_{\text{п}}^2 = \frac{32}{d_{\text{п}}} \cdot \frac{\sigma_{\text{п}}}{\rho \xi}, \text{ м}^2/\text{с}^2 \quad (2.113)$$

подставляя формулу (2.112) в формулу (2.111) имеем

$$\varepsilon_T^2 = \frac{131072}{\xi} \cdot \frac{\sigma_{\text{п}}^3}{d_{\text{п}}^5 \rho^3}, \text{ Вт}^2/\text{кг}^2 \quad (2.114)$$

откуда
$$d_{\Pi} = K_{\varepsilon\partial} \left(\frac{\sigma_{\Pi}^3}{\varepsilon^2 \rho^3} \right)^{1/5}, \text{ м} \quad (2.115)$$

где $K_{\varepsilon\partial} = \left(\frac{131072}{\xi} \right)^{1/5}$ - коэффициент, зависящий от гидродинамических условий, при которых осуществляется процесс диспергирования водовоздушной смеси.

В соответствии с рекомендациями [123] $K_{\varepsilon\partial} = 3/2$.

На рисунке 2.9 представлены графики зависимостей среднего диаметра пузырьков воздуха d_{Π} в водовоздушной смеси, подвергнутой механическому диспергированию от величины удельной секундной диссипации энергии ε_T при различных значениях коэффициента поверхностного натяжения неискривленной поверхности раздела фаз «жидкость – газ» $\sigma_{жг}$, полученные с использованием формулы (2.113).

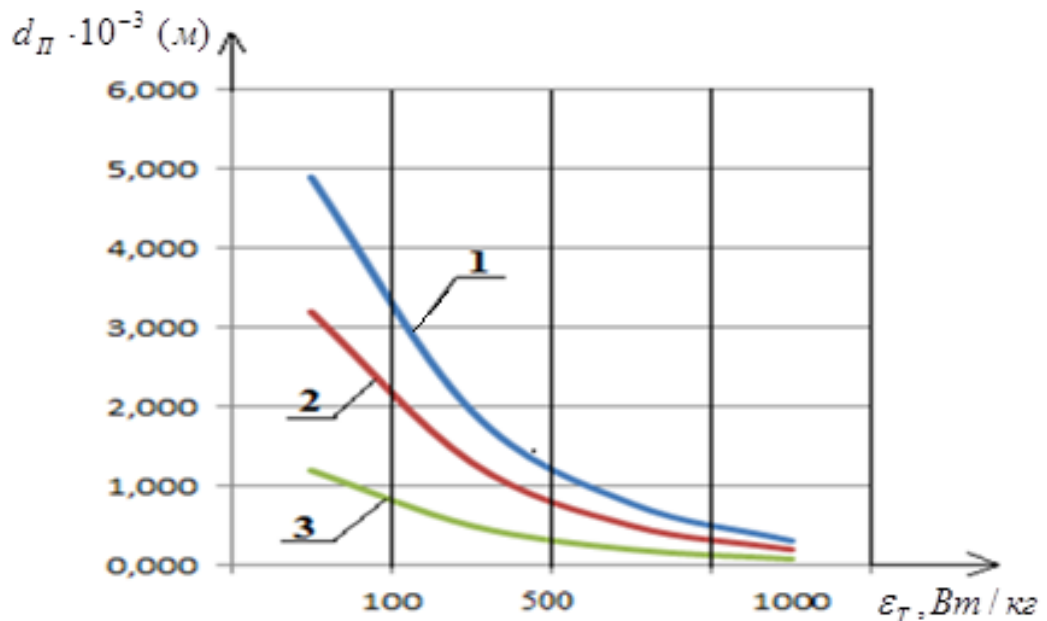


Рисунок 2.9 Графики зависимостей среднего диаметра пузырьков воздуха d_{Π} в водовоздушной смеси, подвергнутой механическому диспергированию, от величины удельной секундной диссипации энергии ε_T при различных значениях коэффициента поверхностного натяжения неискривленной поверхности раздела фаз «жидкость – газ» $\sigma_{жг}$: 1) $\sigma_{жг}=0.073 \text{ Дж/м}^2$; 2) $\sigma_{жг}=0.035 \text{ Дж/м}^2$; 3) $\sigma_{жг}=0.007 \text{ Дж/м}^2$

Данные, представленные на рисунке 2.9, свидетельствуют о том, что получить водовоздушную смесь со средним диаметром пузырьков воздуха d_{Π}

менее 100 мкм в процессе ее механического диспергирования возможно лишь при величине удельной секундной диссипации энергии ϵ_t более 500 Вт/кг.

Наряду с процессами, протекающими в объеме газожидкостной смеси, существенную роль при диспергировании пузырьков воздуха играют и явления, имеющие место на границе раздела фаз «жидкость – твердая поверхность». Основное влияние на интенсивность процесса диспергирования при этом оказывают характеристики пограничного слоя, которые зависят от условий течения перемешиваемой среды в непосредственной близости к межфазовой поверхности. Использование технологического приема, предусматривающего взаимодействие вращающегося ротора, поверхность которого покрыта силикатной эмалью, с потоком водовоздушной смеси, имеющим большую начальную кинетическую энергию, позволит достичь высокой плотности энергии в локальной пристеночной области предлагаемого роторно-диспергирующего устройства, что приведет к существенному интенсифицированию процесса диспергирования смеси.

В связи с этим требуется разработка оригинальной конструкции роторно-диспергирующего устройства, позволяющего диспергировать до требуемого уровня водовоздушную смесь, подаваемую в данное устройство.

ВЫВОДЫ

1. Теоретическим путем доказано, что эффективная флотационная очистка сточных вод, содержащих нефтепродукты, возможна только при использовании мелкодисперсных водовоздушных смесей со средним диаметром пузырьков воздуха смеси до 100 мкм.
2. Повышение давления в сатураторе при использовании метода напорной флотации не приводит к увеличению эффекта очистки сточных вод от нефтепродуктов.
3. Традиционные методы механического диспергирования позволяют получить водовоздушную смесь со средним диаметром пузырьков воздуха менее

100 мкм лишь при величине диссипации энергии $\varepsilon_t > 500$ Вт/кг, что приводит к высокой энергоемкости процесса флотации.

4. Получить мелкодисперсную смесь с высоким газонаполнением возможно в процессе обработки водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве в результате реализации технологического приема концентрации среднего уровня механической энергии перемешивания низкой плотности в уровень высокой удельной плотности энергии локальных областей, вблизи ротора.

ГЛАВА 3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИИ ДИСПЕРГИРОВАНИЯ ВОДОВОЗДУШНОЙ СМЕСИ В РОТОРНО-ДИСПЕРГИРУЮЩЕМ УСТРОЙСТВЕ

3.1. Объект исследований, программа и методика проведения исследований процесса диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве.

3.1.1. Объект и предмет исследований.

Объектом исследований в данном цикле являлись сточные воды, образующиеся в процессе промывки поверхности изделий предприятия машиностроительного профиля. В технологических процессах предприятия используются непроточные промывочные ванны.

Для приготовления промывочных растворов на машиностроительном предприятии применяются реагенты:

- 1) Сода кальцинированная ГОСТ 5100-85 - средняя концентрация в растворе 30-40 г/л;
- 2) Едкий натр ГОСТ 2263-79 - средняя концентрация в растворе 10-15 г/л;
- 3) Тринатрий фосфат ГОСТ 201-76 - средняя концентрация в растворе 50-70 г/л;
- 4) Препарат ОП-7 ГОСТ 8433-81 - средняя концентрация в растворе 3-5 г/л.

Отработанные промывные растворы сбрасываются в канализационную сеть предприятия.

Средняя концентрация загрязняющих веществ в сточных водах от промывочных ванн и требования к качеству промывочных растворов представлена в форме таблицы 3.1.

Данные, приведенные в таблице 3.1, показывают, что в сточных водах от промывочных ванн наблюдается превышение ПДК по показателям: взвешенные вещества - в 10-100 раз; нефтепродукты - в 75,6-111,1 раза; железо в 5-13,3 раза.

Промывные сточные воды после процесса очистки и добавления в них необходимых реагентов могут быть повторно использованы в качестве промывочных растворов.

Таблица 3.1

Средняя концентрация загрязняющих веществ в сточных водах от промывочных ванн и требования к качеству промывочных растворов

Наименование загрязняющего вещества	Концентрация загрязняющего вещества в отработанных промывных растворах, мг/л	Требования предъявляемые к промывочным растворам, мг/л
Взвешенные вещества	340-2000	20
Нефтепродукты	340-500	4,5
Железо	1,5-4,0	0,3

Основными загрязнителями промывных сточных вод являются нефтепродукты (превышение ПДК в 111 раз).

Предметом исследования являлась технология диспергирования водовоздушной смеси, образующейся при пропускании сточных вод предприятия машиностроительного профиля через эжектор и последующей ее обработки в роторно-диспергирующем устройстве.

Целью проведения данного этапа исследований являлось определение оптимальных параметров процесса диспергирования водовоздушной смеси, образующейся в результате пропускания сточных вод предприятия машиностроительного профиля через эжектор при их обработке с воздухом в роторно-диспергирующем устройстве.

3.1.2. Описание установки для проведения лабораторных исследований процесса диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве.

Исследования процесса диспергирования водовоздушной смеси проводились на установке, схема которой представлена на рисунке 3.1.

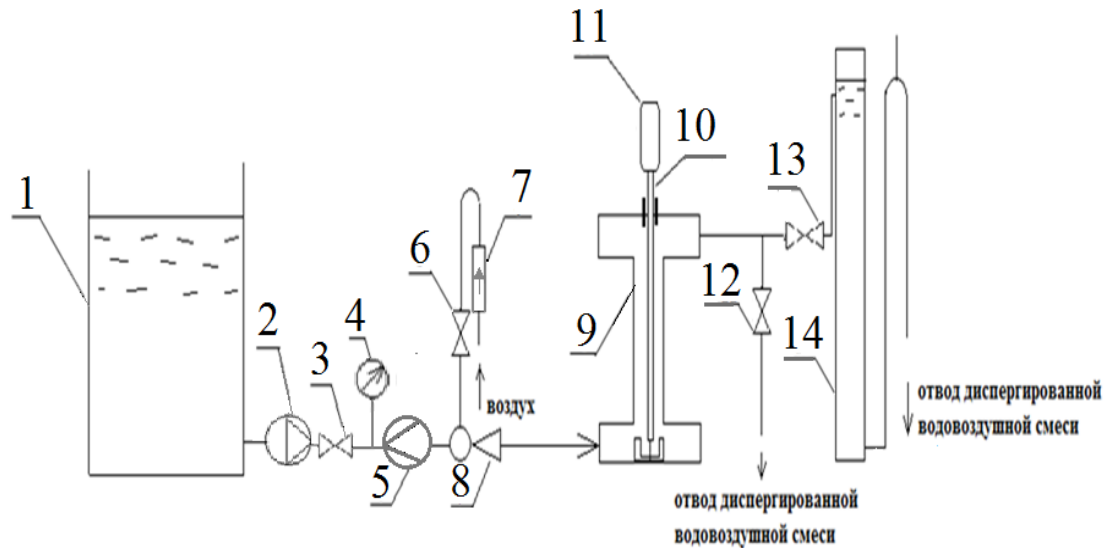
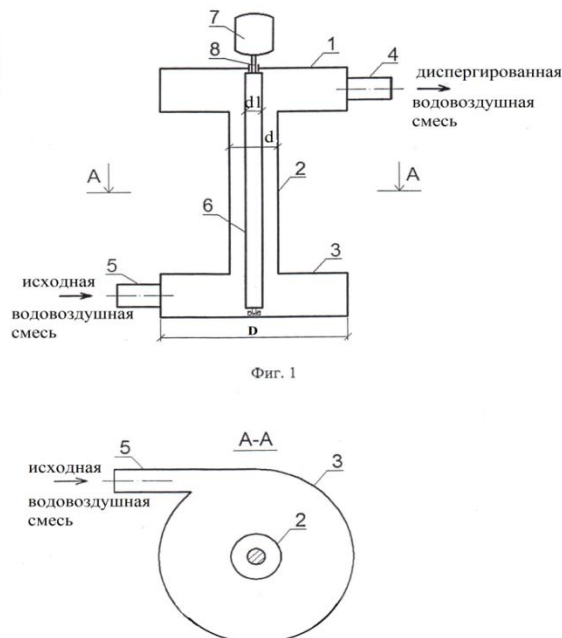


Рисунок 3.1. Схема лабораторной установки для исследования процесса диспергирования водовоздушной смеси:

1 – бак для сточных вод от промывочных ванн машиностроительного предприятия; 2 – насос; 3, 6, 12, 13 – запорная арматура; 4 – манометр; 5 – расходомер перекачиваемых сточных вод; 7 – поплавковый ротаметр для контроля расхода подсасываемого воздуха; 8 – водовоздушный эжектор; 9 – роторно-диспергирующее устройство; 10 – ротор; 11 – электродвигатель; 14 – стеклянная колонна.

На рисунке 3.2 представлена конструктивная схема роторно-диспергирующего устройства.



Фиг. 1

Рисунок 3.2 Конструктивная схема роторно-диспергирующего устройства:

1-камера выхода диспергированной водовоздушной смеси; 2-вихревая камера; 3-камера входа водовоздушной смеси; 4-патрубок отвода диспергированной водовоздушной смеси; 5-патрубок подачи исходной водовоздушной смеси; 6-ротор; 7-электродвигатель; 8-вал.

На рисунке 3.3 приведен общий вид роторно-диспергирующего устройства.



Рисунок 3.3 Общий вид роторно-диспергирующего устройства.

Камера входа водовоздушной смеси 3 и камера выхода диспергированной водовоздушной смеси 1 имели одинаковый диаметр D . Вихревая камера 2 имела диаметр $d=0,3D$. Поверхность ротора 6 была покрыта силикатной эмалью. Диаметр ротора $d_p=0,3d$, длина ротора $L=0,4\text{м}$.

Устройство работало следующим образом. Крупнодисперсная водовоздушная смесь, образующаяся на выходе с эжектора, под остаточным давлением поступала в патрубок 5, тангенциально присоединенный к камере входа 3. За счет тангенциальной подачи водовоздушной смеси, в камере входа 3 создавалось вращательное движение потока. При выходе потока из камеры 3 в соосно присоединенной к ней вихревую камеру 2, угловая скорость вращения смеси ω в соответствии с принципом сохранения момента количества движения увеличивалось пропорционально квадрату отношения D/d . В результате вращательно-поступательного движения водовоздушной смеси в вихревой камере 2 создавалось поле действия центробежных сил, под воздействием которого пузырьки воздуха переносились к оси камеры. В приосевой области вихревой камеры создавалось пониженное давление. По оси вихревой камеры размещался

ротор, приводимый во вращение электродвигателем 7 посредством вала 8. Прошедшая обработку в вихревой камере 2, диспергированная водовоздушная смесь поступала в камеру выхода 1 и отводилась из устройства через патрубок 4.

В роторно-диспергирующем устройстве 9 (рисунок 3.1) была предусмотрена возможность замены ротора 10, покрытого силикатной эмалью, на ротор с необработанной поверхностью.

Общие виды ротора, покрытого стеклоэмалью, и ротора с необработанной поверхностью представлены на рисунке 3.4.



Рисунок 3.4 Общие виды ротора, покрытого стеклоэмалью (сверху), и ротора с необработанной поверхностью (снизу).

Эмалевое покрытие представляло собой нанесенное на стальной стержень легкоплавное стекло, полученное оплавлением шликера сырьевых материалов, главным образом, оксидов кремния, натрия, калия, кальция, алюминия, бора, и др. Силикатная эмаль марки МК – 5 была приготовлена на ОАО «Пензаводпром» путем ее плавления в специальной электропечи.

Технология нанесения стеклоэмалевого покрытия, кроме подготовки сырьевого материала и приготовления эмалевого шликера, включала подготовку поверхности ротора, нанесение эмалевого шликера, его сушку, термообработку покрытия и контроль его качества [17].

Исследования, проведенные в работе [49] показали, что гидравлические характеристики, которыми обладает силикатная эмаль марки МК-5, позволяют понизить величину коэффициента гидравлического сопротивления λ по длине стальной трубы, при покрытии ее поверхности этой эмалью в 1,57 раза.

Особые свойства поверхности ротора, покрытого стеклоэмалью, обуславливают прилипание к ней пузырьков воздуха, находящихся в диспергируемой водовоздушной смеси.

3.1.3. Программа и методика проведения лабораторных исследований технологии диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве.

Программа данного этапа лабораторных исследований предусматривала изучение процесса диспергирования водовоздушной смеси, полученной при пропускании промывных сточных вод машиностроительного предприятия через эжектор и роторно-диспергирующее устройство.

В ходе проведения данного этапа исследований решались следующие задачи [13,18,19,20,21]:

1) Определение целесообразности использования роторно-диспергирующего устройства для получения мелкодисперсной водовоздушной смеси с высоким газонаполнением.

2) Выявление зависимости эффективности процесса обработки водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве от материала поверхности ротора.

3) Установление влияния величины окружной скорости вращения ротора роторно-диспергирующего устройства на процесс диспергирования водовоздушной смеси.

4) Установление зависимости эффективности процесса диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве от величины газонаполнения подаваемой в него водовоздушной смеси.

5) Определение влияния скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа роторно-диспергирующего устройства на процесс диспергирования водовоздушной смеси.

В ходе проведения исследований процесса диспергирования водовоздушной смеси реальные промывные сточные воды машиностроительного предприятия обрабатывались на опытной установке, схема которой представлена на рисунке 3.1.

Исходные сточные воды из бака 1 подавались центробежным насосом 2 в водовоздушный эжектор 8. Расход сточных вод регулировался запорной арматурой 3 и измерялся расходомером 4. Расход подсасываемого водовоздушным эжектором 8 воздуха контролировался поплавковым ротаметром 7 и регулировался вентилем 6.

Расход водовоздушной смеси, подаваемой в стеклянную колонну 14, регулировался вентилями 12 и 13.

Величина удельного газонаполнения φ водовоздушной смеси, подаваемой в роторно-диспергирующее устройство (9), определялась по формуле:

$$\varphi = \frac{Q_{\text{в}}}{Q_{\text{с}} + Q_{\text{в}}} \quad (3.1)$$

где $Q_{\text{в}}$ – расход воздуха, подсасываемого воздушным патрубком эжектора (8), м³/ч; $Q_{\text{с}}$ – расход промывных сточных вод перекачиваемых насосом (2), м³/ч.

Величина удельного газонаполнения водовоздушной смеси, подаваемой в роторно-диспергирующее устройство, регулировалась вентилем 6 и изменялась в пределах $\varphi_3 = 0,1 - 0,7$. Напор на выходе из насоса 2 составлял 8-14 м.

Частота вращения ротора (10), имеющего диаметр $d_p = 14 \cdot 10^{-3}$ м, изменялась в пределах $n_p = 1,7 - 100 \text{ с}^{-1}$ регулятором на электродвигателе (11). Окружная скорость поверхности ротора при этом составляла $v_{ок} = 0,08 - 4,4$ м/с.

Вентилями 12 и 13 устанавливался расход водовоздушной смеси, подаваемой в стеклянную колонну 14, обеспечивающий величину скорости нисходящего потока на уровне 0,14 м/с, что позволяло отделить из водовоздушной смеси пузырьки воздуха, имеющие диаметр более $d_{п} = 500$ мкм, в результате чего величина коэффициента газонаполнения уменьшалась с φ_3 до φ .

Величину среднего диаметра пузырьков воздуха $d_{пс}$ в водовоздушной смеси в колонне 14 определяли путем резкого закрытия вентиля 13.

В результате прекращения подачи водовоздушной смеси в колонну 14 в ней в процессе всплывания пузырьков воздуха образовывалась граница раздела «водовоздушная смесь – вода». По скорости движения границы раздела $v_{пс}$ с

учетом формулы Стокса определялся средний диаметр пузырьков воздуха в водовоздушной смеси $d_{пс}$; м.

$$d_{пс} = \sqrt{\frac{18\nu_{пс}\nu_{см}}{g} \frac{\rho}{\rho - \rho_s}} \quad (3.2)$$

Величину газонаполнения водовоздушной смеси в колонне 14 определяли по формуле:

$$\varphi = \frac{H_{см} - H_{жс}}{H_{см}} \quad (3.3)$$

где $H_{см}$ – высота слоя водовоздушной смеси в колонне 14 перед закрытием вентиля 13, м; $H_{жс}$ – высота слоя жидкости после отделения из водовоздушной смеси пузырьков воздуха, м.

Величину кинематического коэффициента вязкости водовоздушной смеси $\nu_{см}$, м²/с, определяли в соответствии с рекомендациями [103] по формуле :

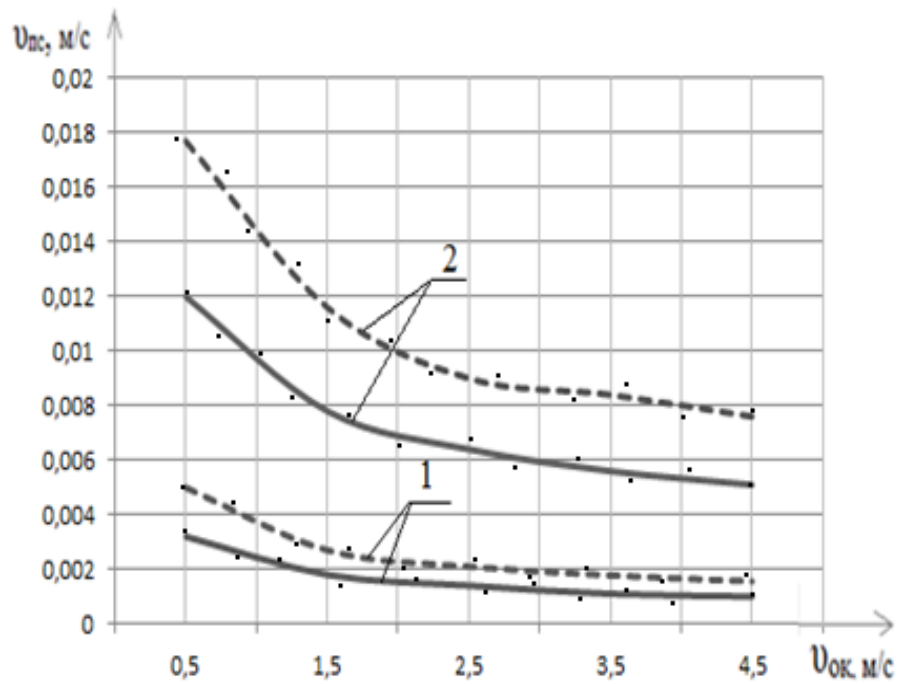
$$\nu_{см} = \nu \frac{1 + \frac{9}{2}\varphi}{1 - \varphi} \quad (3.4)$$

где ν – кинематический коэффициент вязкости отработанных промывных сточных вод.

3.2. Результаты экспериментальных исследований технологии диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величины средней коллективной скорости всплывания пузырьков воздуха $\nu_{пс}$, в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, от величины окружной скорости движения ротора $\nu_{ок}$, скорости водовоздушной смеси во входном патрубке $\nu_{кв}$ и материала поверхности ротора представлены в виде графиков на рисунке 3.5, а, б.

а)



б)

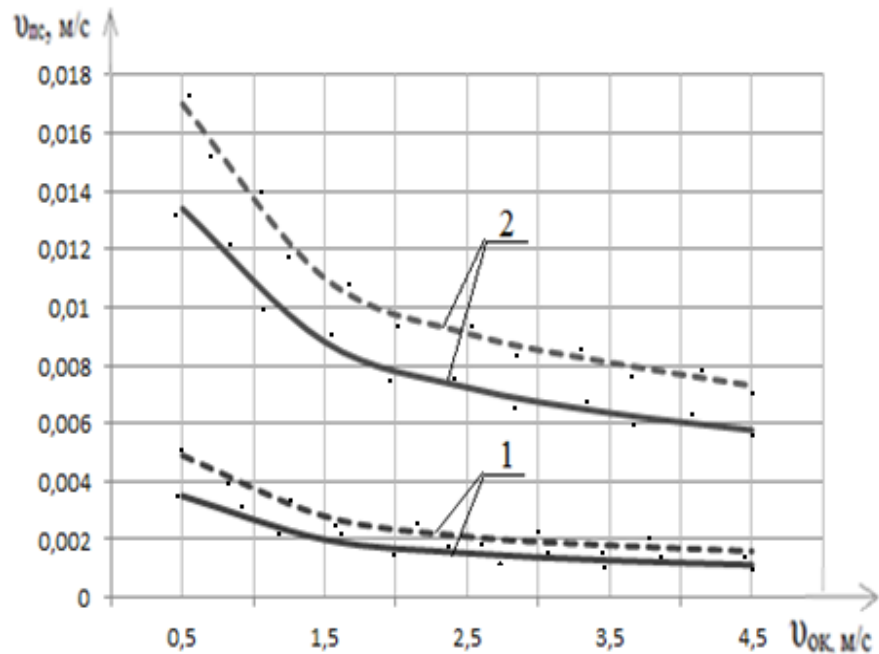


Рисунок 3.5. Результаты экспериментальных исследований зависимости величины средней коллективной скорости всплывания пузырьков воздуха v_{nc} , в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, от величины окружной скорости движения ротора $v_{ок}$, скорости водовоздушной смеси во входном патрубке $v_{кв}$ и материала поверхности ротора при газонаполнении исходной водовоздушной смеси:

а) $\varphi_3 = 0,5$; б) $\varphi_3 = 0,1$

1-поверхность ротора, покрытая стеклоэмалью марки МК-5;

2- поверхность ротора без покрытия;

— — — — — $v_{кв} = 1,0 \text{ м/с}$;

————— $v_{кв} = 3,0 \text{ м/с}$.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величины газонаполнения φ_3 водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-

диспергирующем устройстве, от величины окружной скорости движения ротора $v_{ок}$, м/с, и материала поверхности ротора при газонаполнении исходной водовоздушной смеси $\phi_3=0,5$, и скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа $v_{кв}=3$ м/с представлены в виде графиков, изображенных на рисунке 3.6.

Зависимости величины коэффициентов кинематической вязкости смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $\nu_{см}$, м²/с, от величины окружной скорости движения ротора $v_{ок}$, м/с, и материала поверхности ротора при газонаполнении исходной водовоздушной смеси $\phi_3=0,5$ и скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа $v_{кв}=3$ м/с представлены в виде графиков, изображенных на рисунке 3.7.

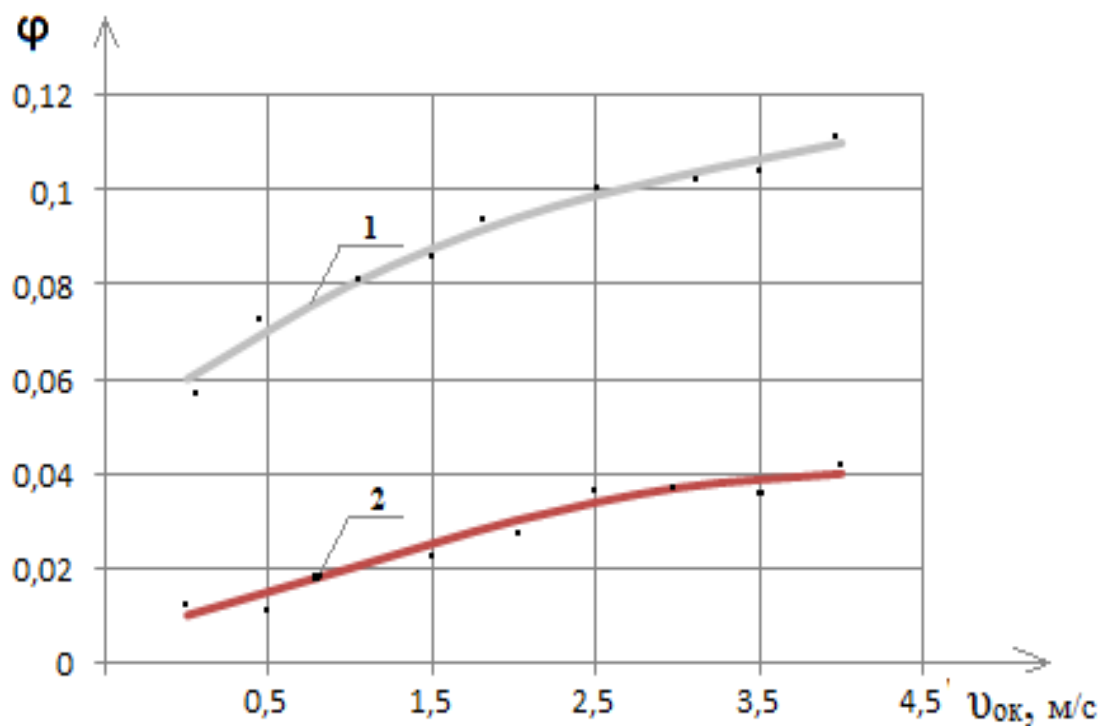


Рисунок 3.6. Зависимости величины газонаполнения водовоздушной смеси ϕ прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве от величины окружной скорости движения ротора $v_{ок}$, м/с, и материала поверхности ротора при газонаполнении исходной водовоздушной смеси $\phi_3=0,5$ и скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа $v_{кв}=3$ м/с:

1-поверхность ротора, покрытая стеклоэмалью марки МК-5; 2-поверхность ротора без покрытия.

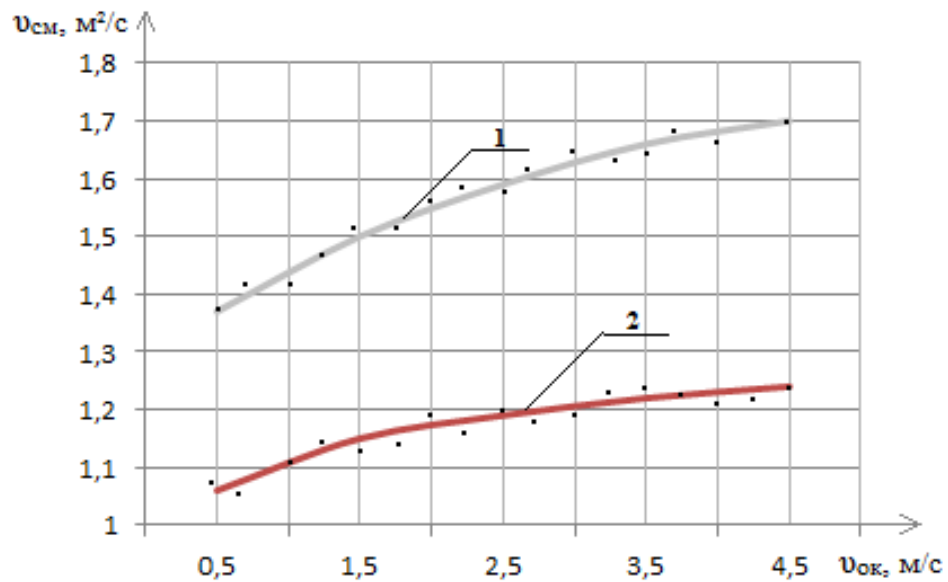


Рисунок 3.7 Зависимости величины коэффициентов кинематической вязкости смеси прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве $v_{см}$, от величины окружной скорости движения ротора $v_{ок}$, и материала поверхности ротора при газонаполнении исходной водовоздушной смеси $\phi_э=0,5$ и скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа $v_{кв}=3 \text{ м/с}$:

1-поверхность ротора, покрытая стеклоэмалью марки МК-5; 2- поверхность ротора без покрытия.

Графики зависимостей величины среднего диаметра пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $d_{пс}$, от величины окружной скорости движения ротора, $v_{ок}$, скорости водовоздушной смеси во входном патрубке и материала поверхности ротора представлены в виде графиков, изображенных на рисунке 3.8,а,б.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величины среднего диаметра пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $d_{пс}$, от величины газонаполнения исходной водовоздушной смеси ϕ , скорости водовоздушного потока во входном патрубке $v_{кв}$ и материала поверхности ротора представлены в виде графиков, изображенных на рисунке 3.9,а,б.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величины среднего диаметра пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $d_{пс}$, от величины скорости водовоздушной смеси в патрубке входа, $v_{кв}$, скорости движения ротора $v_{ок}$ и

материала поверхности ротора представлены в виде графиков, изображенных на рисунке 3.10,а,б.

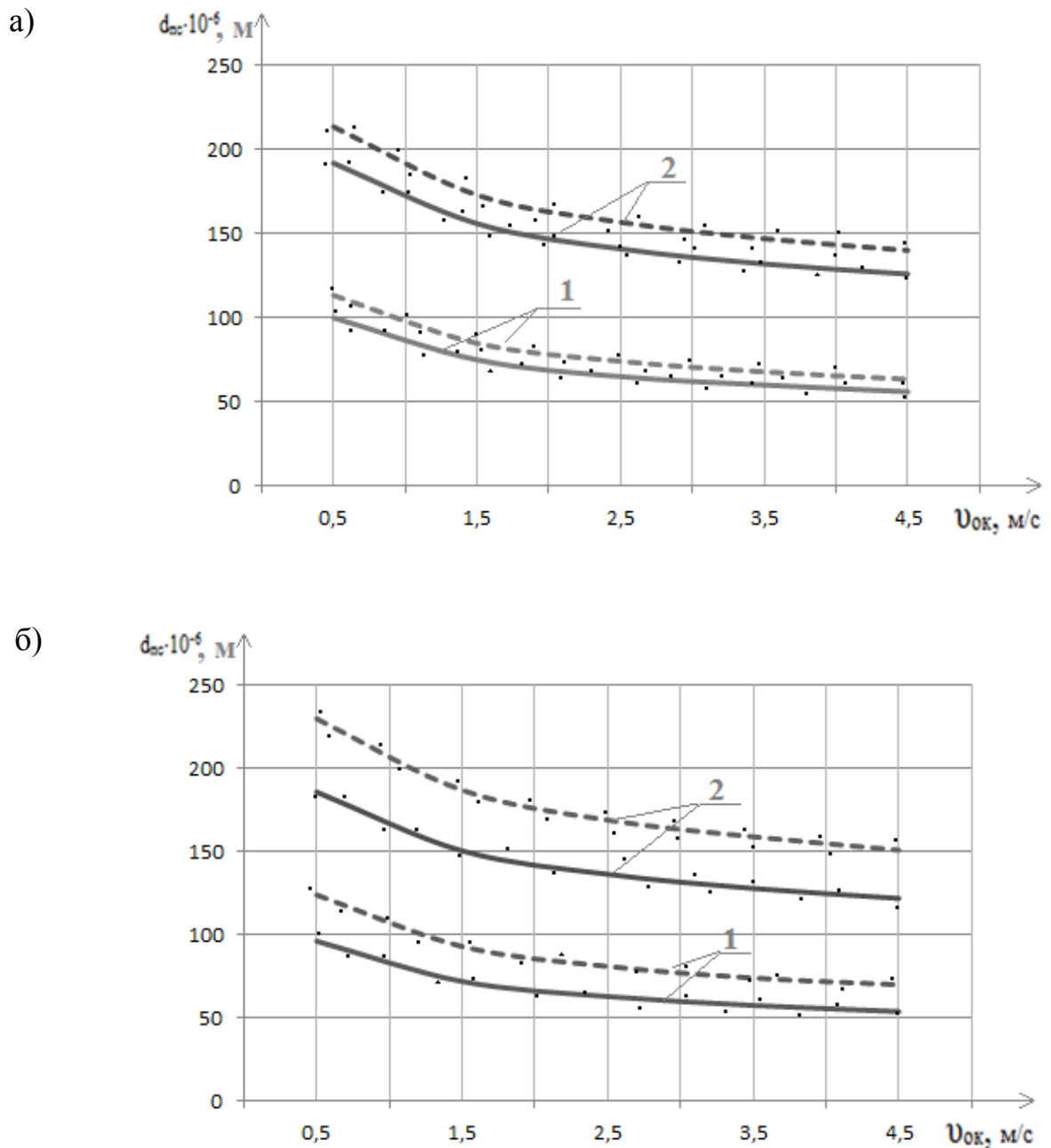


Рисунок 3.8. Зависимости величины среднего диаметра пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $d_{\text{ср}}$, от величины окружной скорости движения ротора, $v_{\text{ок}}$, скорости водовоздушной смеси во входном патрубке и материала поверхности ротора при газонаполнении исходной водовоздушной смеси:

а) $\varphi_{\text{э}} = 0,5$; б) $\varphi_{\text{э}} = 0,1$

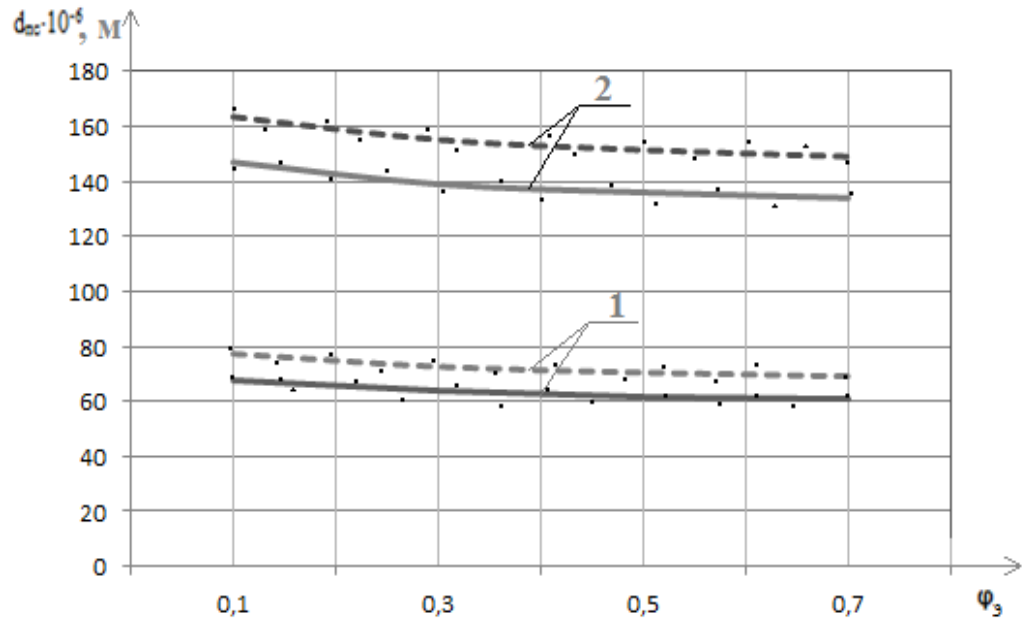
1-поверхность ротора, покрытая стеклоэмалью марки МК-5;

2- поверхность ротора без покрытия;

— — — — — $v_{\text{кв}} = 1,0 \text{ м/с}$;

————— $v_{\text{кв}} = 3,0 \text{ м/с}$.

а)



б)

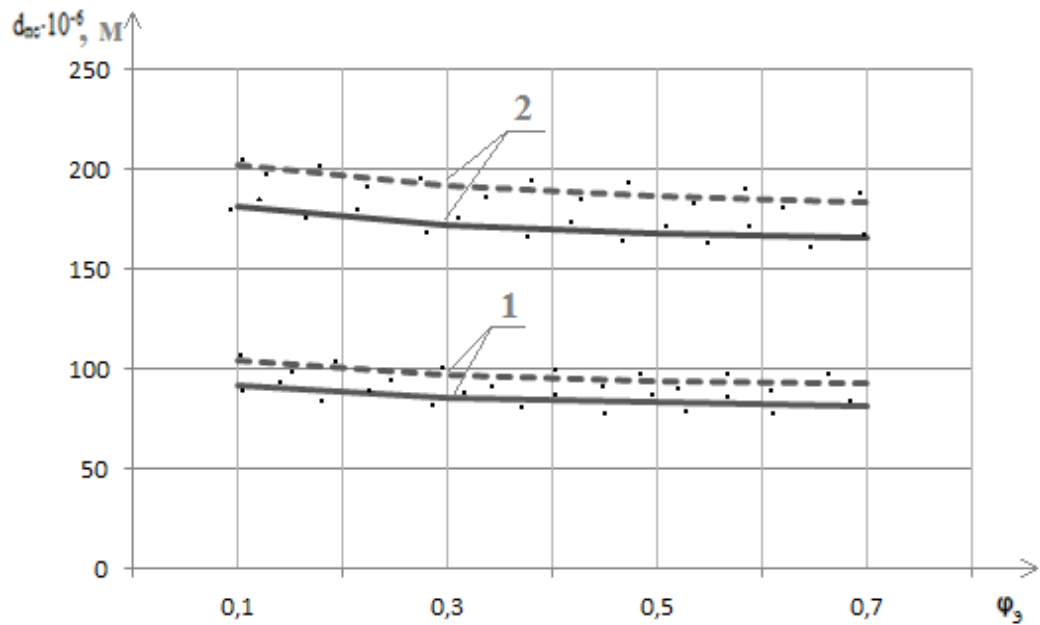


Рисунок 3.9. Зависимости величины среднего диаметра пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $d_{ср}$, от величины газонаполнения исходной водовоздушной смеси $\phi_з$, скорости водовоздушного потока во входном патрубке $v_{кв}$ и материала поверхности ротора при скорости движения ротора:

а) $v_{ок} = 3,0 \text{ м/с}$; б) $v_{ок} = 1,0 \text{ м/с}$

1-поверхность ротора, покрытая стекложмальной марки МК-5;

2- поверхность ротора без покрытия;

— — — — — $v_{кв} = 1,0 \text{ м/с}$;

————— $v_{кв} = 3,0 \text{ м/с}$.

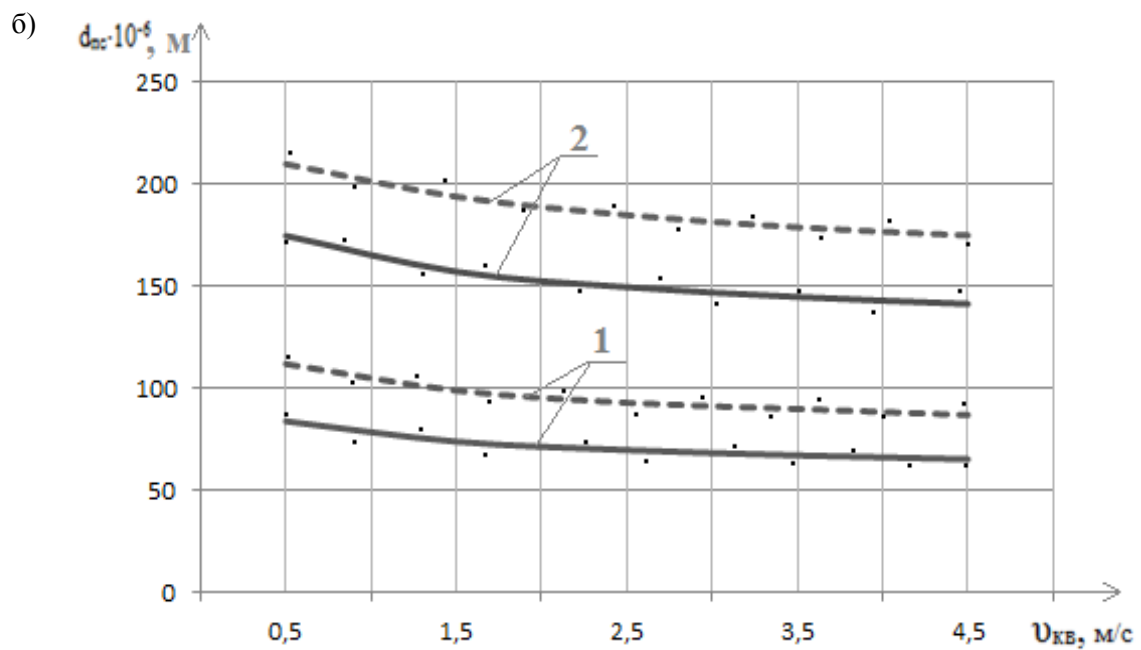
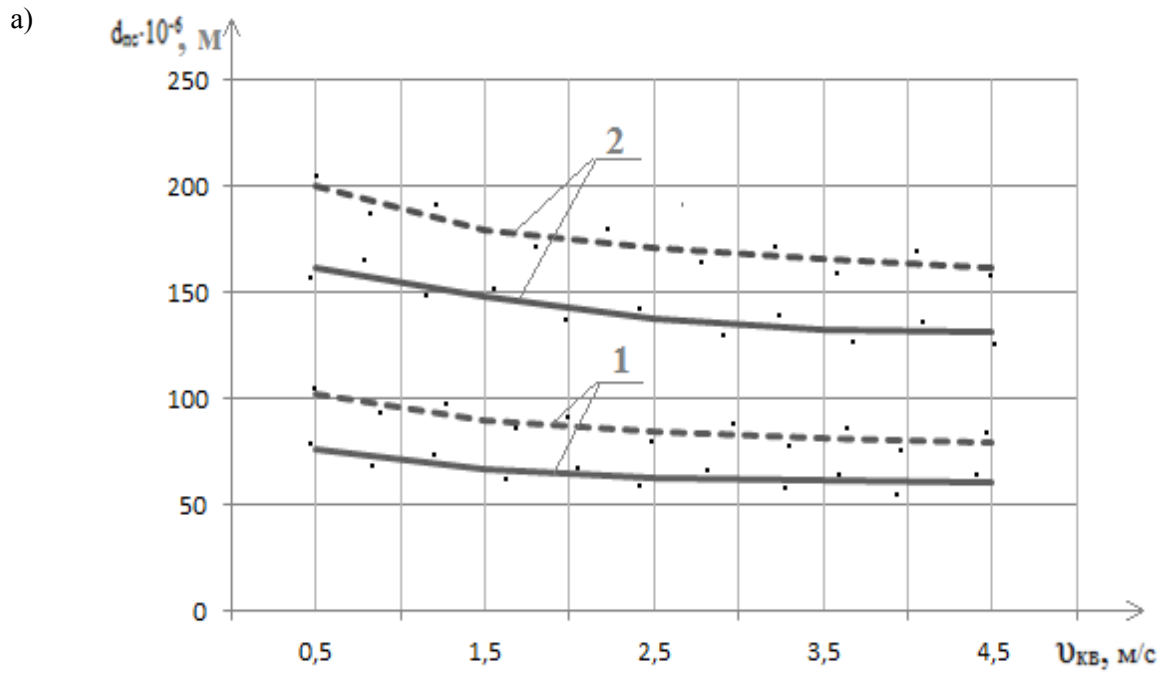


Рисунок 3.10. Зависимости величины среднего диаметра пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $d_{пс}$, от величины скорости водовоздушной смеси в патрубке входа, $v_{кв}$, скорости движения ротора $v_{ок}$ и материала поверхности ротора при газонаполнении исходной водовоздушной смеси:

а) $\varphi_3 = 0,5$; б) $\varphi_3 = 0,1$

1-поверхность ротора, покрытая стеклоэмалью марки МК-5;

2- поверхность ротора без покрытия;

— — — — — $v_{ок} = 1,0 \text{ м/с}$;

————— $v_{ок} = 3,0 \text{ м/с}$.

3.3. Оценка достоверности полученных экспериментальных данных. Разработка математических зависимостей, описывающих процесс диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве.

Все этапы лабораторных исследований технологии диспергирования водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве проводились с повторением в трех сериях опытов, выполняемых в одинаковых условиях. Достоверность полученных экспериментальных результатов оценивалась по их воспроизводимости в сериях опытов, при этом производилось вычисление и анализ следующих показателей [23]:

1. Среднеарифметического значения определяемого параметра X_i , при числе повторенных опытов $n=3$ ($n < 30$).

$$\bar{X} = \frac{\sum_{i=1}^3 X_i}{n} \quad (3.5)$$

2. Величины отклонения для данного измерения:

$$a_i = X_i - \bar{X} \quad (3.6)$$

3. Величины среднеквадратичной ошибки серии опытов:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^3 a_i^2}{n-1}} \quad (3.7)$$

4. Ошибка репрезентативности серии опытов:

$$m = \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \quad (3.8)$$

5. Погрешности серии опытов с числом степеней свободы $\nu = n-1 = 3-1 = 2$ при требовании надежности измерения $\beta = 0,95$ и показателей надежности (стандартном значении критерия Стьюдента) $T = 3,2$

$$\Delta = m \cdot T \quad (3.9)$$

6. Коэффициента вариации серии опытов:

$$K_v = \frac{100\sigma}{\bar{X}}, \% \quad (3.10)$$

Обработка среднеарифметических значений опытных данных, полученных в трех сериях опытов по методу наименьших квадратов, позволила получить математическую зависимость величины среднего диаметра пузырьков воздуха в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве, $d_{ПС}$, м, от величины окружной скорости движения ротора $v_{ок}$, м/с, имеющую вид [18,19,20,21]:

$$d_{ПС} = A v_{ок}^B \quad (3.11)$$

Величины эмпирических коэффициентов A и B были определены по формуле:

$$B = \frac{\sum_{i=1}^n \ln v_{ок.i} \sum_{i=1}^n \ln d_{ПС.i} - n \sum_{i=1}^n \ln v_{ок.i} \ln d_{ПС.i}}{\left(\sum_{i=1}^n v_{ок.i} \right)^2 - n \cdot \sum_{i=1}^n (\ln v_{ок.i})^2} \quad (3.12)$$

$$A = \ell \frac{\sum_{i=1}^n \ln d_{ПС.i} - B \sum_{i=1}^n \ln v_{ок.i}}{n} \quad (3.13)$$

Математическая зависимость величины среднего диаметра пузырьков воздуха $d_{ПС}$, м, в водовоздушной смеси, прошедшей обработку в роторно-диспергирующем устройстве с ротором покрытым силикатной эмалью марки МК-5, от величины окружной скорости движения ротора $v_{ок}$, м/с, скорости водовоздушной смеси в патрубке входа $v_{кв}$, м/с, и газонаполнения φ_3 будет иметь вид:

$$d_{ПС} = 90,754 \cdot 10^{-6} v_{ок}^{-0,264} v_{кв}^{-0,114} \varphi_3^{-0,0574} \quad (3.14)$$

Для роторно-диспергирующего устройства с ротором, имеющим необработанную поверхность:

$$d_{ПС} = 180,966 \cdot 10^{-6} v_{ок}^{-0,192} v_{кв}^{-0,0967} \varphi_3^{-0,0476} \quad (3.15)$$

ВЫВОДЫ

1) Обработка водовоздушной смеси, полученной при пропускании промывочных сточных вод машиностроительного предприятия через эжектор в роторно-диспергирующем устройстве, является эффективным способом ее диспергирования, позволяющим получить мелкодисперсную водовоздушную смесь ($d_{лс} = 56-100$ мкм) с высоким газонаполнением ($\phi = 0,06-0,11$)

2) Покрытие ротора роторно-диспергирующего устройства силикатной эмалью марки МК-5 позволяет уменьшить средний диаметр воздушных пузырьков $d_{лс}$ в диспергированной водовоздушной смеси в 1,90 – 2,25 раза и повысить ее газонаполнение в 2,75 - 6,0 раз, по сравнению с ротором без покрытия.

3) Увеличение окружной скорости вращения ротора роторно-диспергирующего устройства с $v_{ок} = 0,5$ м/с до $v_{ок} = 4,5$ м/с, приводит к уменьшению среднего диаметра пузырьков воздуха в диспергированной водовоздушной смеси в 1,52 – 1,79 раза и повышению ее газонаполнения в 1,83 – 4,0 раза.

4) Повышение газонаполнения водовоздушной смеси подаваемой в роторно-диспергирующее устройство с $\phi_э = 0,1$ до $\phi_э = 0,7$ позволяет уменьшить средний диаметр воздушных пузырьков в диспергированной водовоздушной смеси в 1,10 – 1,11 раза.

5) Увеличение скорости подачи водовоздушной смеси в камеру входа роторно-диспергирующего устройства с $v_{ко} = 0,5$ м/с до $v_{вк} = 4,5$ м/с приводит к снижению размеров водовоздушных пузырьков $d_{лс}$ в диспергированной водовоздушной смеси в 1,24 -1,29 раза.

ГЛАВА 4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ДИСПЕРГИРОВАННОЙ ВОДОВОЗДУШНОЙ СМЕСИ В ПОЛЕ ДЕЙСТВИЯ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ И РЕАГЕНТНОЙ ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ НЕФТЕСОДЕРЖАЩИХ СТОЧНЫХ ВОД НА ЦИКЛОННОМ ФЛОТАТОРЕ

4.1. Программа и методика проведения экспериментальных исследований процессов разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил и реагентной флотационной очистки нефте содержащих сточных вод на циклонном флотаторе

4.1.1. Описание установки для проведения исследований процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил.

Исследования процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил проводились на установке, схема которой представлена на рисунке 4.1.

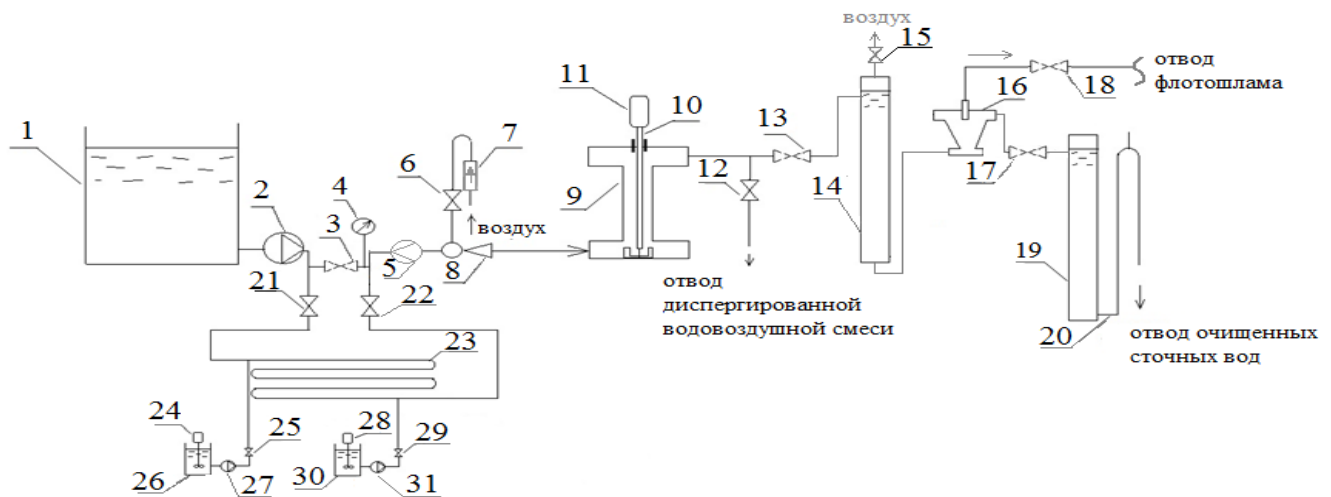


Рисунок 4.1. Схема установки для исследования процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил:

1-бак для отработанных промывочных сточных вод машиностроительного предприятия; 2-насос; 3, 6, 12, 13, 17, 18, 21, 22, 25, 29 - запорная арматура; 4-манометр; 5-расходомер перекачиваемых сточных вод; 7-поплавковый ротаметр для контроля расхода подсасываемого воздуха; 8-водовоздушный эжектор; 9-роторнодиспергирующее устройство; 10-ротор; 11-электродвигатель; 14 – классификатор фракций водовоздушной смеси; 15-вантуз; 16-циклонный флотатор; 19 –стеклянная колонна, 20– патрубок для отвода очищенных сточных вод; 23-трубчатый смеситель; 24,28-механические мешалки; 26-расходный бак известкового молока; 27-насос-дозатор известкового молока; 30-расходный бак флокулянта; 31-насос-дозатор флокулянта.

На рисунке 4.2 приведен общий вид установки для экспериментальных исследований процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил.



Рисунок 4.2. Общий вид установки для экспериментальных исследований процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил.

Разделение диспергированной водовоздушной смеси, поступающей из роторно-диспергирующего устройства под остаточным напором, осуществлялось в циклонном флотаторе, конструктивная схема которого представлена на рисунке 4.3.

Циклонный флотатор для разделения диспергированной водовоздушной смеси состоял из камеры входа 1, корпуса 2, камеры выхода очищенных сточных вод 3, патрубка для подвода водовоздушной смеси 6, патрубка отвода очищенных сточных вод 4, патрубка отвода водовоздушной смеси 5.

Циклонный флотатор работал следующим образом. Диспергированная водовоздушная смесь, образующаяся на выходе из роторно-диспергирующего устройства под остаточным напором, поступала во входной патрубок 6, тангенциально присоединенный к камере входа циклонного флотатора 1.

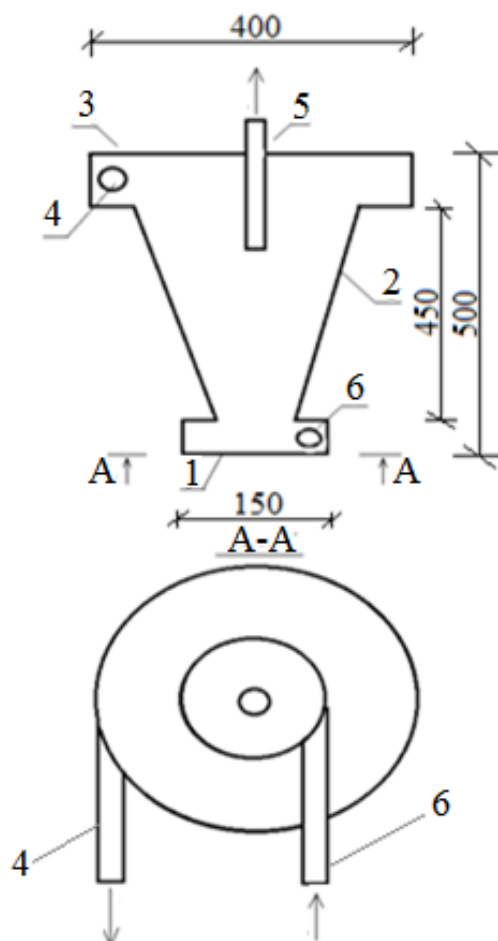


Рисунок 4.3. Конструктивная схема циклонного флотатора для разделения диспергированной водовоздушной смеси:

1 – камера входа водовоздушной смеси; 2 – корпус циклонного флотатора; 3 – камера выхода очищенных сточных вод; 4- патрубок для отвода очищенных сточных вод; 5 – патрубок для отвода водовоздушной смеси; 6 –патрубок для подвода водовоздушной смеси.

За счет тангенциальной подачи диспергированной водовоздушной смеси, в камере входа 1 создается вращательное движение потока. При выходе вращающегося потока водовоздушной смеси из камеры входа в соосно присоединенный к ней корпус циклонного флотатора, имеющий меньший диаметр, угловая скорость вращения смеси увеличивается пропорционально квадрату отношения диаметров камеры входа 1 и корпуса циклонного флотатора 2. В процессе вращательно-поступательного движения водовоздушной смеси в коническом корпусе циклонного флотатора угловая скорость движения смеси так же увеличивается, смесь движется вдоль стенки аппарата по направлению к камере выхода 3. На пузырьки воздуха в водовоздушной смеси, находящейся во вращательно-поступательном движении в корпусе циклона 2, действует

центробежная сила, в результате чего они радиально перемещаются к оси аппарата, подхватываются внутренним потоком и выносятся с потоком водовоздушной смеси через патрубок 5. Очищенные сточные воды поступают в камеру выхода 3, где происходит гашение вращательной составляющей потока, и выводятся через патрубок 4.

Целью проведения исследований являлось определение оптимальных параметров процессов разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил и реагентной флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод на циклонном флотаторе.

4.1.2. Программа и методика проведения экспериментальных исследований процессов разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил и реагентной флотационной очистки нефтесодержащих сточных вод на циклонном флотаторе

Исследования процесса разделения водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил проводились в два этапа.

Программа первого этапа исследований предусматривала изучение процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси при ее обработке в циклонном флотаторе.

Программа второго этапа исследований предусматривала изучение реагентной флотационной очистки сточных вод предприятия машиностроительного профиля в циклонном флотаторе [20,24,25].

В ходе проведения первого этапа исследований решались следующие задачи:

- 1) Определение целесообразности применения циклонного флотатора для разделения диспергированной водовоздушной смеси.
- 2) Установление влияния скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа циклонного флотатора $v_{ц.ф}$ на эффективность процесса ее разделения.
- 3) Выявление зависимости эффективности процесса разделения водовоздушной смеси в циклонном флотаторе от величины соотношения

расходов, отводимой с циклона водовоздушной смеси $Q_{вс}$ и потока осветленной жидкости $Q_{ож}$.

В ходе проведения исследований процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси реальные отработанные сточные воды машиностроительного предприятия обрабатывались на опытной установке, схема которой представлена на рисунке 4.1.

Промывные сточные воды из бака 1 подавались насосом 2 в водовоздушный эжектор 8. Вентили 21 и 22 были закрыты. Расход перекачиваемых сточных вод регулировался вентилем 3 и измерялся расходомером 5.

Расход подаваемого водовоздушным эжектором 8 воздуха контролировался поплавковым ротаметром 7 и регулировался вентилем 6 таким образом, что величина газонаполнения водовоздушной смеси подаваемой в роторно-диспергирующее устройство 9 составляла $\phi_3 = 0,5$.

Величина скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа роторно-диспергирующего устройства 9 поддерживалась на уровне $v_{кв} = 3$ м/с. Величина окружной скорости поверхности ротора, покрытой силикатной эмалью МК-5, в роторно-диспергирующем устройстве устанавливалась на уровне $v_{ок} = 3,0$ м/с. Расход диспергированной водовоздушной смеси, подаваемой на циклонный флотатор 16, регулировался вентилями 12 и 13. Время обработки водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве составляло 0,5-2,5 с.

Величина относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{цф} = \frac{Q_{вс}}{Q_{ож}}$ определяющего соотношение расходов отводимой с циклона водовоздушной смеси $Q_{вс}$, м³/с и потока осветленной жидкости $Q_{ож}$, м³, регулировалась вентилями 17 и 18.

Проскок водовоздушной смеси из камеры выхода циклонного флотатора 16 контролировался при помощи стеклянной колонны 19.

Стеклянная колонна 19 использовалась для определения величины коэффициента газонаполнения водовоздушной смеси отводимой с циклонного флотатора 16 в соответствии с методикой, изложенной в п.п. 3.1.3.

В ходе проведения второго этапа исследований решались следующие задачи:

1) Определение эффективности метода реагентной флотационной обработки промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля в циклонном флотаторе.

2) Установление влияния дозы коагулянта на эффективность флотационной очистки промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля.

3) Выявление зависимости эффективности процесса флотационной очистки промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля от дозы флокулянта.

Исследования флотационной очистки сточных вод предприятия машиностроительного профиля проводились на опытной установке, схема которой представлена на рис. 4.1.

Исходная концентрация нефтепродуктов в сточных водах $C_{нт} = 470$ мг/л, концентрация взвешенных веществ $C_{вв} = 1700$ мг/л.

Вентиль 3 закрывался. Расход сточных вод перекачиваемых насосом 2 регулировался вентилями 21 и 22. Вентилями 12, 13 и 17, 18 устанавливалась оптимальная величина относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{цф}$, значение которой определялось на первом этапе исследований.

Насосом дозатором 27 в трубчатый смеситель 23 из расходного бака коагулянта 26 подавался коагулянт. В качестве коагулянта использовался раствор известкового молока. Доза коагулянта по товарному продукту (негашеная известь ГОСТ 9179-77) изменялась в пределах $D_u = 50-450$ мг/л.

Насосом дозатором 31 в трубчатый смеситель 23 из расходного бака 30 подавался флокулянт. В качестве флокулянта использовался катионоактивный сополимер акриламида серии АК636Р марки КП555, выпускаемый по ТУ 2216-

012-55373366-2007. Доза флокулянта по товарному продукту составляла $D_{\phi} = 0,25$ – 4 мг/л.

Очищенные сточные воды собирались из патрубка 20 стеклянной колонны 19 и направлялись на химический анализ.

В процессе проведения экспериментальных исследований флотационной очистки промывных сточных вод машиностроительного предприятия контролировались следующие показатели: концентрация нефтепродуктов; содержание взвешенных веществ.

Содержание нефтепродуктов контролировалось гравиметрическим способом.

Определение концентрации взвешенных веществ проводили методом фильтрования через беззольный бумажный фильтр (белая лента).

4.2. Результаты экспериментальных исследований процесса разделения диспергированной водовоздушной смеси в поле действия центробежных сил.

Результаты экспериментальных исследований зависимости критической величины относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{ц.ф}$, при котором наблюдается проскок водовоздушной смеси в отводимых с камеры выхода циклонного флотатора сточных вод от скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа циклонного флотатора $v_{ц.ф}$, представлены в виде графика изображенного на рисунке 4.4.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величины газонаполнения отводимой с циклонного флотатора водовоздушной смеси $\varphi_{ц.ф}$ от величины относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{ц.ф}$ и скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа циклонного флотатора $v_{ц.ф}$ представлены в виде графиков на рисунке 4.5

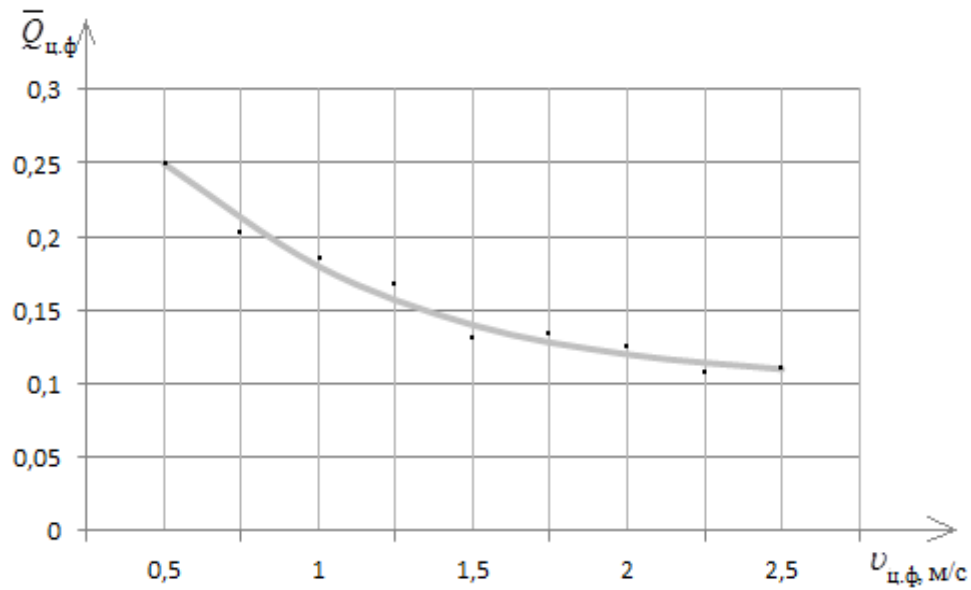


Рисунок 4.4. Зависимость критической величины относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{ц.ф}$, при котором наблюдается проскок водовоздушной смеси в отводимых с камеры выхода циклонного флотатора сточных вод от скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа циклонного флотатора $v_{ц.ф}$.

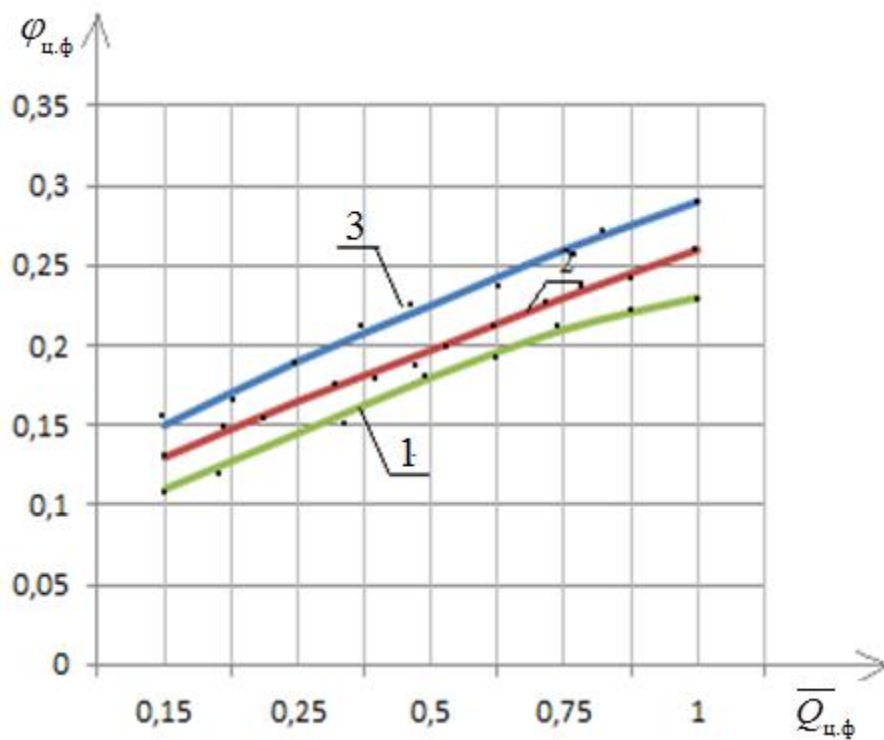


Рисунок 4.5. Зависимость величины газонаполнения отводимой с циклонного флотатора водовоздушной смеси $\varphi_{ц.ф}$ от величины относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{ц.ф}$ и скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа циклонного флотатора $v_{ц.ф}$:

1) $v_{ц.ф} = 1$ м/с; 2) $v_{ц.ф} = 1,5$ м/с; 3) $v_{ц.ф} = 2$ м/с.

Анализируя данные представленные на графиках, изображенных на рисунках 4.4 и 4.5, можно сделать выводы о том, что циклонный флотатор предложенной конструкции является эффективным аппаратом для разделения диспергированной водовоздушной смеси; оптимальной величиной относительного расхода циклонного флотатора является $\bar{Q}_{ц.ф} = 0,15$ при скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа $v_{ц.ф}$ до 1,5 м/с.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{нт}$, мг/л и взвешенных веществ $C_{вв}$, мг/л в сточных водах на выходе из циклонного флотатора от дозы хлорного железа D_k , мг/л представлены в виде графиков изображенных на рисунке 4.6.

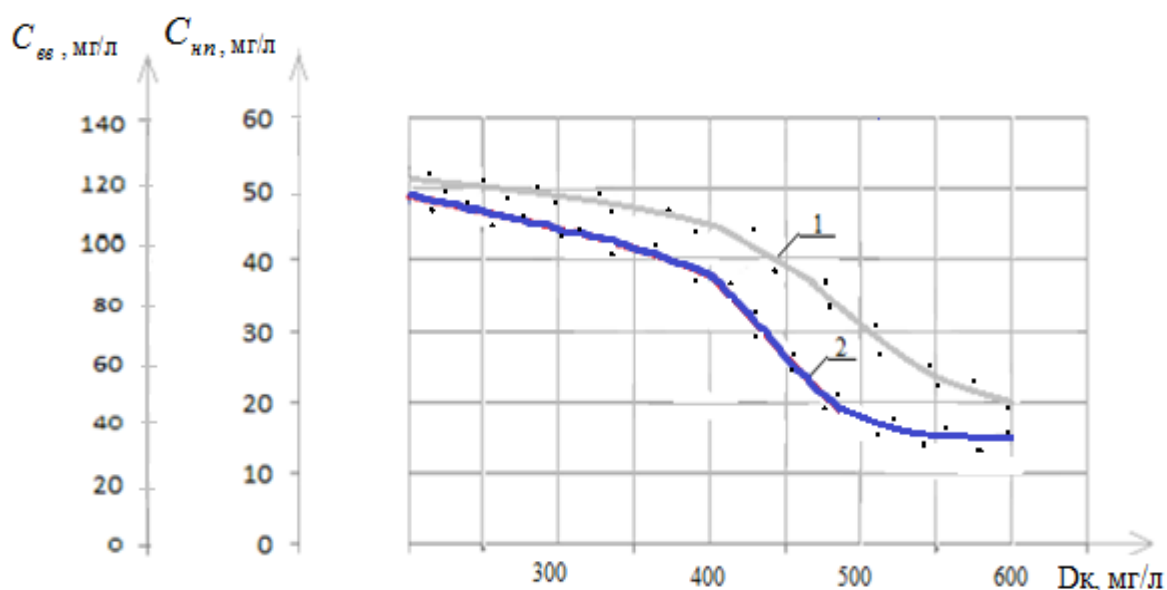


Рисунок 4.6. Зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{нт}$, мг/л и взвешенных веществ $C_{вв}$, мг/л в сточных водах на выходе с циклонного флотатора от дозы коагулянта D_k , мг/л:

1) концентрация нефтепродуктов $C_{нт}$, мг/л; 2) концентрация взвешенных веществ $C_{вв}$, мг/л.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{нт}$, мг/л и взвешенных веществ $C_{вв}$ в сточных водах на выходе из циклонного флотатора от дозы флокулянта $D_{ф}$ мг/л (при дозе

хлорного железа $D_k = 600 \text{ мг/л}$) представлены в виде графиков изображенных на рисунке 4.7.

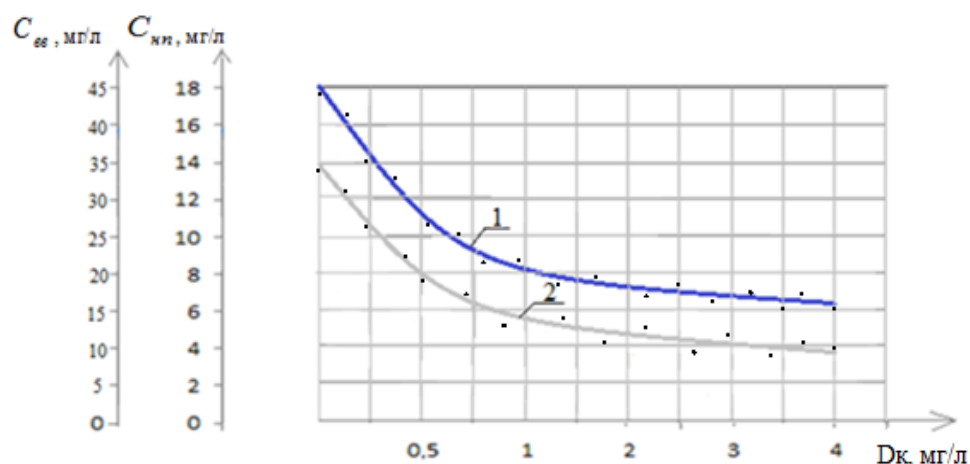


Рисунок 4.7. Зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{\text{нп}}, \text{мг/л}$ и взвешенных веществ $C_{\text{вв}}, \text{мг/л}$ в сточных водах на выходе из циклонного флотатора от дозы флокулянта (при дозе хлорного железа $D_k = 600 \text{ мг/л}$):

- 1) концентрация нефтепродуктов $C_{\text{нп}}, \text{мг/л}$; 2) концентрация взвешенных веществ $C_{\text{вв}}, \text{мг/л}$.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{\text{нп}}, \text{мг/л}$ и взвешенных веществ $C_{\text{вв}}, \text{мг/л}$ в сточных водах на выходе с циклонного флотатора от дозы известкового молока $D_{\text{и}}, \text{мг/л}$ представлены в виде графиков изображенных на рисунке 4.8.

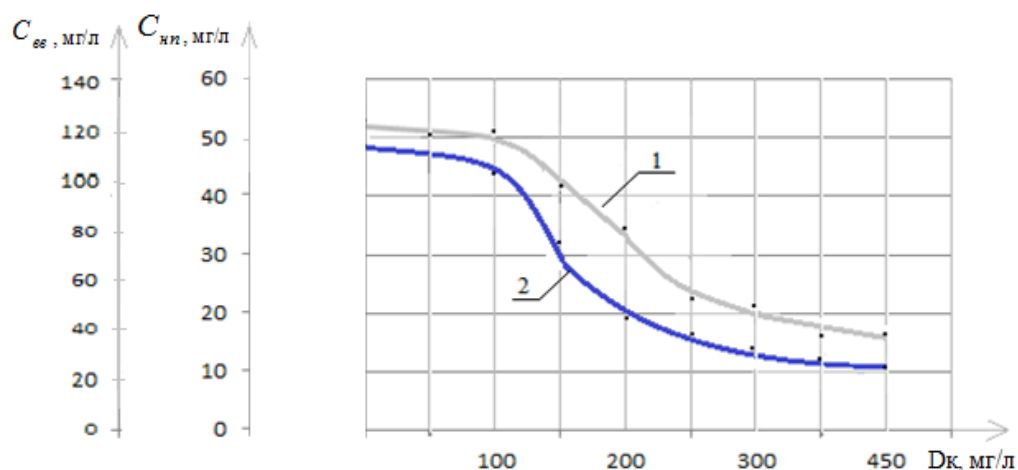


Рисунок 4.8. Зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{\text{нп}}, \text{мг/л}$ и взвешенных веществ $C_{\text{вв}}, \text{мг/л}$ в сточных водах на выходе из циклонного флотатора от дозы известкового молока $D_{\text{и}}, \text{мг/л}$:

- 1) концентрация нефтепродуктов $C_{\text{нп}}, \text{мг/л}$; 2) концентрация взвешенных веществ $C_{\text{вв}}, \text{мг/л}$.

Результаты экспериментальных исследований зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{нт}$, мг/л и взвешенных веществ $C_{вв}$ в сточных водах на выходе из циклонного флотатора от дозы флокулянта $D_{ф}$, мг/л (при дозе известкового молока $D_{и} = 450$ мг/л) представлены в виде графиков изображенных на рисунке 4.9.

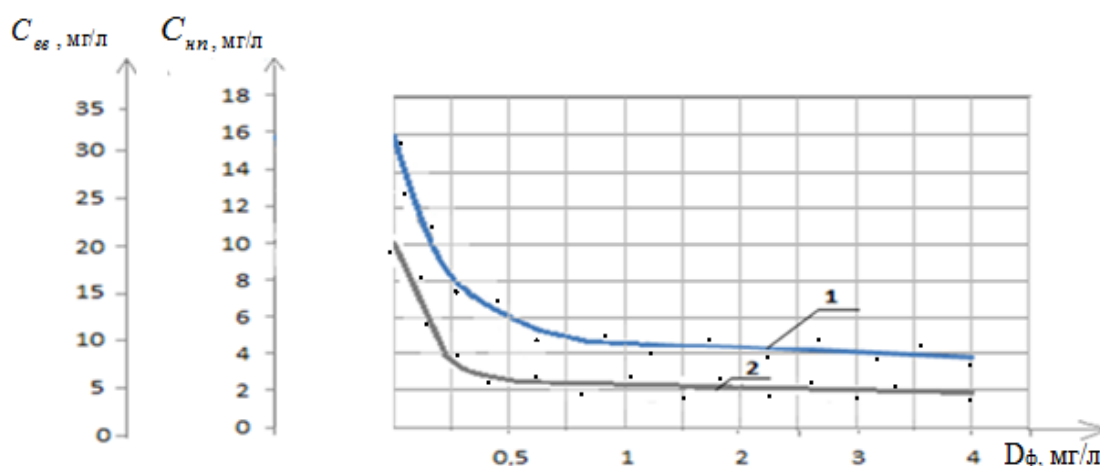


Рисунок 4.9. Зависимости величин концентраций нефтепродуктов $C_{нт}$, мг/л и взвешенных веществ $C_{вв}$, мг/л в сточных водах на выходе из циклонного флотатора от дозы флокулянта $D_{ф}$, мг/л (при дозе известкового молока $D_{и} = 450$ мг/л):

1) концентрация нефтепродуктов $C_{нт}$, мг/л; 2) концентрация взвешенных веществ $C_{вв}$, мг/л.

Результаты экспериментальных исследований процесса реагентной флотационной очистки промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля показали, что известковое молоко является более эффективным реагентом, чем коагулянт хлорное железо. Использование метода известкования в отличие от коагуляционной обработки позволяет избежать дополнительного загрязнения сточных вод кислотными остатками, что существенно упрощает возможность их повторного использования в качестве промывных растворов.

Реагентная обработка при дозе извести $D_{и} = 250-450$ мг/л позволяет снизить в сточных водах, прошедших флотационную очистку по предложенной технологии, концентрации взвешенных веществ с $C_{вв} = 85-180$ мг/л до $C_{вв} = 21-30$ мг/л, нефтепродуктов с $C_{нт} = 44-52$ мг/л до $C_{нт} = 12-16$ мг/л. Дополнительное

использование флокулянта (катионного сополимера полиакриламида марки КП-555) при дозе $D_f=1-4$ мг/л позволяет уменьшить концентрации загрязняющих веществ в очищенных сточных водах: взвешенных веществ до $C_{вв}=4,8-6,8$ мг/л, нефтепродуктов до $C_{нп}=2,8-3,6$ мг/л.

Хлорное железо при его использовании в процессе реагентной флотационной очистки по предложенной технологии показало меньшую эффективность по сравнению с известковым молоком. Концентрация взвешенных веществ в очищенных сточных водах при этом увеличилась в 1,8-2,1 раза, концентрация нефтепродуктов увеличилась в 1,4-1,5 раза.

Обработка экспериментальных данных, полученных в ходе исследования процессов разделения диспергированной водовоздушной смеси в циклонном флотаторе по методу наименьших квадратов, позволила получить следующие математические зависимости:

1) Зависимость критической величины относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{ц.ф}$, при которой наблюдается проскок водовоздушной смеси в отводимых с камеры выхода циклонного флотатора сточных водах, от скорости водовоздушной смеси в патрубке входа циклонного флотатора $v_{ц.ф}$, м/с (при $v_{ц.ф} = 0,5 - 2,5$ м/с)

$$\bar{Q}_{ц.ф} = 0,176 \cdot v_{ц.ф}^{-0,510} \quad (4.1)$$

2) Зависимость величины газонаполнения отводимой с циклонного флотатора водовоздушной смеси $\varphi_{ц.ф}$ от величины относительного расхода циклонного флотатора $\bar{Q}_{ц.ф}$ и скорости водовоздушной смеси в патрубке камеры входа циклонного флотатора $v_{ц.ф}$, м/с (при $v_{ц.ф} = 0,5 - 2,5$ м/с; $\bar{Q}_{ц.ф} = 0,11 - 1,0$)

$$\varphi_{ц.ф} = 0,23 v_{ц.ф}^{0,334} \bar{Q}_{ц.ф}^{0,358} \quad (4.2)$$

Обработка экспериментальных данных, полученных в ходе процесса реагентной флотационной очистки отработанных промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля (при концентрации в исходных

сточных водах $C_{\text{вв}}=1400-2000$ мг/л, $C_{\text{нп}}=340-500$ мг/л) по методу наименьших квадратов, позволила получить следующие математические зависимости:

1. Зависимость величины концентрации нефтепродуктов $C_{\text{нп}}$ (мг/л) в сточных водах на выходе с циклонного флотатора от дозы гашеной извести $D_{\text{и}}$ (мг/л) и дозы флокулянта $D_{\text{ф}}$ (мг/л) (при $D_{\text{и}} = 250 - 450$ мг/л и $D_{\text{ф}} = 0-4$ мг/л)

$$C_{\text{нп}} = 238,014 D_{\text{и}}^{-0,438} (1 - 0,668 D_{\text{ф}}^{0,0959}), \text{ мг/л} \quad (4.3)$$

2. Зависимость величины концентрации взвешенных веществ $C_{\text{вв}}$ (мг/л) в сточных водах на выходе с циклонного флотатора от дозы гашеной извести $D_{\text{и}}$ (мг/л) и дозы флокулянта $D_{\text{ф}}$ (мг/л) (при $D_{\text{и}} = 250 - 450$ мг/л и $D_{\text{ф}} = 0-4$ мг/л)

$$C_{\text{вв}} = 855,492 D_{\text{и}}^{-0,607} (1 - 0,725 D_{\text{ф}}^{0,0458}), \text{ мг/л} \quad (4.4)$$

ВЫВОДЫ

1) Циклонный флотатор предложенной конструкции позволяет эффективно разделять диспергированную в роторно-диспергирующем устройстве водовоздушную смесь.

2) Значение критической величины относительного расхода циклонного флотатора, при которой наблюдается проскок водовоздушной смеси в отводимых с камеры выхода циклонного флотатора сточных водах, увеличивается с $\bar{Q}_{\text{и.ф}} = 0,11$ до $\bar{Q}_{\text{и.ф}} = 0,25$, при снижении величины скорости диспергированной водовоздушной смеси в патрубке входа циклонного флотатора с $v_{\text{и.ф}} = 2,5$ м/с до $v_{\text{и.ф}} = 0,5$ м/с.

3) Обработка диспергированной водовоздушной смеси в циклонном флотаторе является эффективным методом реагентной флотационной очистки промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля, позволяющим снизить концентрацию взвешенных веществ в 456 раз и концентрацию нефтепродуктов в 124 раза.

4) Использование известкового молока при дозе $D_{\text{к}} = 250-450$ мг/л в процессе флотационной очистки сточных вод предприятия машиностроительного профиля на циклонном флотаторе позволяет снизить концентрации загрязняющих

веществ в очищенных сточных водах: взвешенных веществ с $C_{\text{вв}} = 85 - 180$ мг/л до $C_{\text{вв}} = 21 - 30$ мг/л; нефтепродуктов с $C_{\text{нп}} = 44 - 52$ мг/л до $12 - 16$ мг/л.

5) Дополнительное использование флокулянта (катионоактивного полимера полиакриламида КП-555) при дозе $D_{\text{ф}} = 1-4$ мг/л в процессе флотационной очистки сточных вод предприятия машиностроительного профиля на циклонном флотаторе позволяет снизить концентрации загрязняющих веществ в очищенных сточных водах: взвешенных веществ $C_{\text{вв}} = 21 - 30$ мг/л до $C_{\text{вв}} = 4,8 - 6,8$ мг/л; нефтепродуктов $C_{\text{нп}} = 12 - 16$ мг/л до $C_{\text{нп}} = 2,8 - 3,8$ мг/л.

ГЛАВА 5. ПРОИЗВОДСТВЕННОЕ ВНЕДРЕНИЕ ТЕХНОЛОГИИ ФЛОТАЦИОННОЙ ОЧИСТКИ ПРОМЫВОЧНЫХ СТОЧНЫХ ВОД С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ РОТОРНО-ДИСПЕРГИРУЮЩЕГО УСТРОЙСТВА

5.1. Производственное внедрение технологии флотационной очистки промывочных сточных вод с использованием роторно-диспергирующего устройства на локальных очистных сооружениях ОАО «Пензтяжпромарматура».

Производственное внедрение технологии флотационной очистки промывочных сточных вод ОАО «Пензтяжпромарматура», предусматривающей использование роторно-диспергирующего устройства, было произведено в процессе проектирования и строительства локальных очистных сооружений.

Среднее количество промывных сточных вод, образующихся в течение суток на предприятии, составляет 40 м^3 .

Концентрации загрязняющих веществ в промывных сточных водах ОАО «Пензтяжпромарматура» и требования к качеству исходных промывочных растворов представлены в форме таблицы 3.1.

Проектом локальных канализационных очистных сооружений предусматривается повторное использование очищенных сточных вод в качестве промывочных растворов после добавления в них необходимого количества реагентов.

Среднечасовой расход сточных вод, поступающих на локальные канализационные очистные сооружения промывных сточных вод, составляет $Q_{cm} = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Расчетная продолжительность работы локальных канализационных очистных сооружений промывных сточных вод в течение суток $T_{\text{ч}} = 8 \text{ ч}$.

На основании проведенных экспериментальных исследований была разработана следующая технологическая схема физико-химической очистки сточных вод от промывочных ванн ОАО «Пензтяжпромарматура (рисунок 5.1).

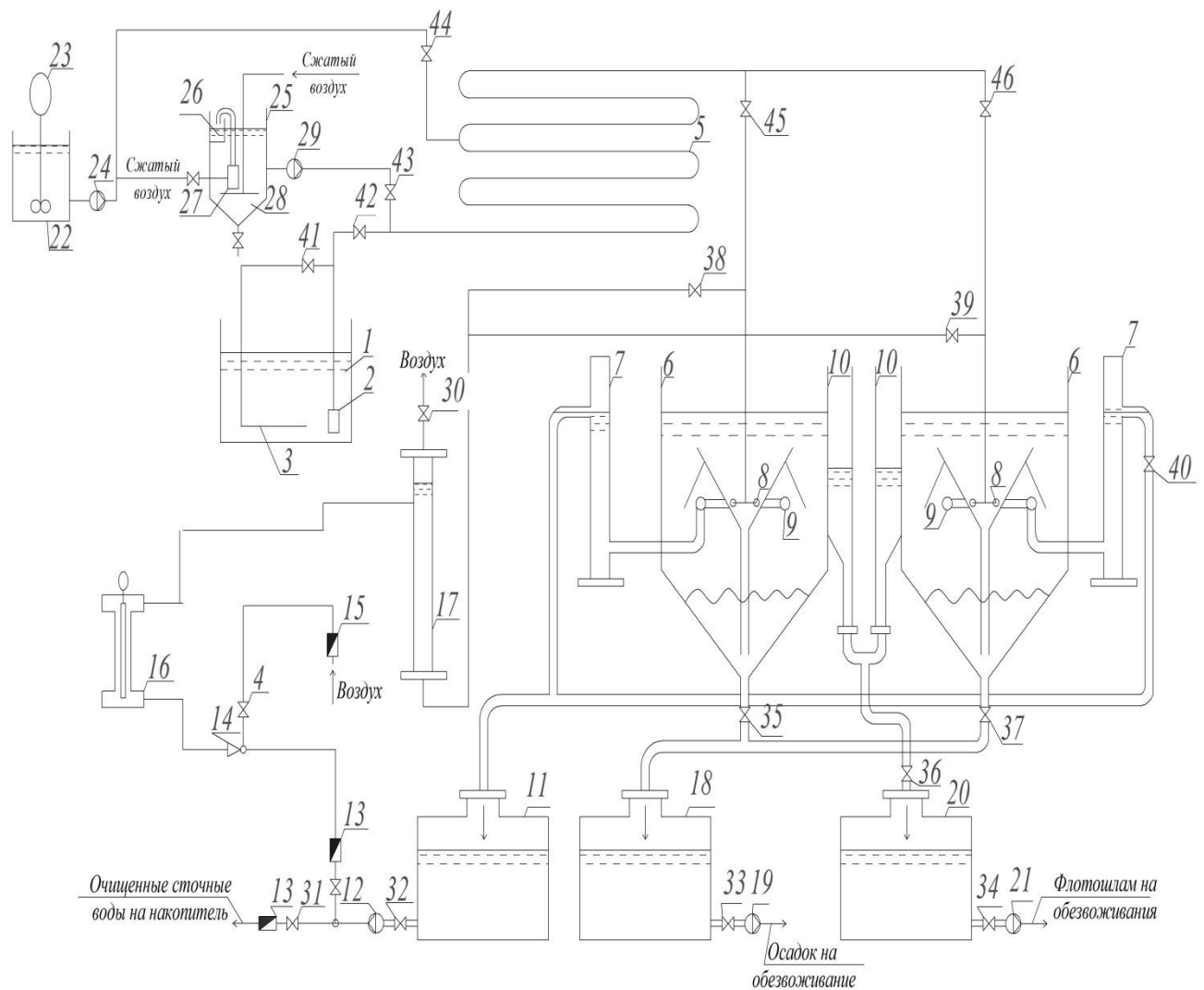


Рисунок 5.1. Технологическая схема физико-химической очистки сточных вод от промывочных ванн ОАО «Пензтяжпромarmатура»:

1 – приемный резервуар-усреднитель отработанных промывных сточных вод; 2 – погружной насос; 3 – система гидравлического перемешивания; 4,31,32,33,34,35,36,37,38,39,40,41,42,43,44,45,46, – запорная арматура; 5 – трубчатый смеситель; 6 – циклонный флотатор; 7 – стояк очищенных сточных вод; 8 – система подачи сточных вод в циклон; 9 – кольцевая система для сбора очищенных сточных вод; 10 – карман для сбора пены; 11 – бак для сбора очищенных сточных вод; 12 – насос для перекачки очищенных сточных вод; 13 – расходомер очищенных сточных вод; 14 – водовоздушный эжектор; 15 – ротометр; 16 – роторно-диспергирующее устройство; 17 – стояк классификатор фракций водовоздушной смеси; 18 – бак для сбора осадка; 19 – насос для перекачки осадка; 20 – бак для сбора флотошлама; 21 – насос для перекачки флотошлама; 22 – растворо-расходный бак флокулянта; 23 – механическая мешалка; 24 – насос дозатор флокулянта; 25 – растворо-расходный бак известкового молока; 26 – карман для коагулянта; 27 – эрлифт; 28 – система пневматического перемешивания; 29 – насос дозатор коагулянта; 30 – вантуз.

Промывные сточные воды самотеком поступают в приемный резервуар-усреднитель 1, где происходит усреднение концентрации содержащихся в них загрязнений. Приемный резервуар-усреднитель 1 оснащен гидравлической

системой перемешивания 3. Погружной насос 2 подает сточные воды в систему гидравлического перемешивания 3 и трубчатый смеситель 5.

Трубчатый смеситель в связи со значительной площадью раздела фаз «жидкость-стенка» позволяет существенно интенсифицировать процессы перемешивания сточных вод с реагентами на микроуровне.

В трубчатый смеситель 5 насосом дозатором 29 из растворно-расходного бака 25 подается известковое молоко.

Растворно-расходный бак 25 снабжен эрлифтом 27, подающим жидкость в карман 26. В кармане 26 загружается известь, которая растворяется в процессе фильтрования через нее жидкости перекачиваемой эрлифтом 27.

В трубчатом смесителе под действием известкового молока происходит выделение из сточных вод мелкодисперсных и коллоидных примесей.

В результате обработки сточных вод известью образуются нерастворимые соединения фосфора, выпадающие в осадок, в частности фосфорит.



Образующиеся в обработанных сточных водах микрочастицы фосфорита и микрохлопья гидроксида кальция сорбируют на своей поверхности содержащиеся в сточных водах загрязнения. С целью интенсификации процесса хлопьеобразования и флокулирования образовавшихся микрочастиц и микрохлопьев в трубчатый смеситель 5 из растворно-расходного бака 22 насосом дозатором 24 подается раствор флокулянта.

Растворно-расходный бак 22 оборудован механической мешалкой 23 интенсифицирующей процесс растворения порошкообразного флокулянта.

Флокуляция – процесс интенсивного укрупнения ранее сформированных частиц загрязнений, происходящий под действием высокомолекулярных веществ флокулянтов.

Основным механизмом флокуляции является адсорбция (закрепление) линейных молекул флокулянта на поверхности микрочастиц скоагулированных загрязнений, позволяющий сформировать мостиковые связи между частицами загрязнений и обуславливающая процесс их интенсивного укрупнения.

В качестве флокулянта используется катионоактивный сополимер акриламида серии АК636Р марки КП555, выпускаемый по ТУ 2216-012-55373366-2007, представляющий собой растворимый в воде линейный полимер, имеющий в своем составе заряженные катионные группы, состоящий из большого числа молекул сополимера (акриламида). Относительная молекулярная масса флокулянта достигает пяти миллионов, а длина цепочки в развернутом виде имеет размер до 1 мкм.

Прошедшие коагуляционную и флокуляционную обработку в трубчатом смесителе 5 промывные воды поступают в систему подачи сточных вод 8 циклонного флотатора 6.

В циклонном флотаторе 6 реализована схема флотационной очистки с выделением пузырьков воздуха под действием центробежного поля из диспергированной водовоздушной смеси, образующейся в рециркуляционном потоке очищенных сточных вод, перекачиваемых насосом 12 под давлением 8-14 м.вод.ст., коэффициент рециркуляции очищенных сточных вод составляет $K_p = 0,3$. Проходя через водовоздушный эжектор 14 рециркуляционный поток очищенных сточных вод подсасывает атмосферный воздух, расход которого измеряется ротаметром 15, и регулируется запорной арматурой. Водовоздушная смесь, получаемая на выходе с эжектора 14, поступает в роторно-диспергирующее устройство 16, в котором в результате вращения ротора, поверхность которого покрыта стеклоэмалью, происходит диспергирование пузырьков воздуха водовоздушной смеси.

Поскольку в водовоздушной смеси на выходе из роторно-диспергирующего устройства 16 присутствуют отдельные пузырьки диаметром более $d_{\text{п}} = 0,5 \cdot 10^{-6}$ м, свободное всплывание которых в объеме циклонного флотатора 6 может создать локальные зоны с повышенной турбулентностью, была предусмотрена ее обработка в стояке классификаторе фракций 17.

При движении водовоздушной смеси сверху вниз со скоростью 0,15 м/с пузырьки воздуха диаметром менее $d_{\text{п}} = 0,5 \cdot 10^{-3}$ м увлекаются потоком.

Более крупные пузырьки воздуха всплывают на поверхность и лопаются. Избыточный воздух из воздушной пробки, образующейся в верхней части стояка 17 удаляется посредством вантуза 30.

Полученная таким образом диспергированная водовоздушная смесь подается в поток сточных вод, прошедших реагентную обработку.

Система подачи сточных вод 8 представляет собой ряд сопел, выполненных в виде «сегнерова» колеса. Выходя из сопел со скоростью 2-3 м/с поток водовоздушной смеси приобретает вращательное движение и перемещается снизу вверх вдоль образующей конуса. Возникающие при вращательно-поступательном движении водовоздушной смеси центробежные силы интенсифицируют процессы образования флотоагрегатов «загрязняющая частица – пузырек воздуха» и их всплывания на поверхность жидкости в циклонном флотаторе. Образующиеся на поверхности жидкости пенный слой собирается в карман 10, где в процессе гашения пены образуется флотоконденсат, который отводится в бак 20. Флотоконденсат из бака 20 периодически откачивается насосом 21 на участок мехобезвоживания.

Часть скоагулированных загрязнений выпадает на дно циклонного флотатора 6. Образовавшийся осадок под гидростатическим давлением отводится в бак 18. Насосом 19 осадок из бака 18 перекачивается на участок мехобезвоживания. Очищенные сточные воды собираются кольцевой системой 9 в бак 11, откуда насосом 12 они перекачиваются в бак накопитель. После добавления в очищенные сточные воды необходимого количества реагентов, они повторно используются в качестве промывочных растворов.

Результаты, полученные от внедрения технологии флотационной очистки промывочных сточных вод с использованием роторно-диспергирующего устройства на локальных очистных сооружениях ОАО «Пензтяжпромарматура», представлены в таблице 5.1.

Таблица 5.1.

Результаты, полученные от внедрения технологии флотационной очистки промывочных сточных вод с использованием роторно-диспергирующего устройства на локальных очистных сооружениях ОАО «Пензтяжпромарматура»

№	Показатели	Концентрации загрязнений в промывных сточных водах, мг/л	Концентрации загрязнений в очищенных сточных водах, мг/л	Эффект очистки, %	Предельно допустимые концентрации и в очищенных сточных водах, мг/л
1	2	3	4	5	6
1	Взвешенные вещества	$\frac{1400 - 2000}{1700}$	$\frac{4,6 - 6,2}{5,4}$	99,7	20
2	Нефтепродукты	$\frac{340 - 500}{420}$	$\frac{0,9 - 2,5}{2,05}$	99,5	4,5
3	Железо общее	$\frac{1,5 - 4,0}{2,75}$	$\frac{0,06 - 0,17}{0,1}$	96,4	0,3

Примечание: в знаменателе показано среднее значение рассматриваемого показателя.

Сточные воды, прошедшие реагентную флотационную очистку, соответствуют требованиям, предъявляемым к качеству промывочных растворов, и могут быть повторно использованы в технологическом процессе. В очищенные сточные воды, находящиеся в баке накопителе, добавлялись следующие реагенты: сода кальцинированная ГОСТ 5100-85 в количестве 5 г/л; едкий натр ГОСТ 2263-79 в количестве 2 г/л; тринатрий фосфат ГОСТ 201-76 в количестве 10 г/л; препарат ОП-7 ГОСТ 8433-81 в количестве 1 г/л. После чего они перекачивались в производственный цех для повторного использования.

Общий вид циклонного флотатора представлен на рис. 5.2.

Общий вид локальных очистных сооружений промывных сточных вод представлен на рис. 5.3.



Рис. 5.2. Общий вид циклонного флотатора



Рис. 5.3. Общий вид локальных очистных сооружений промывных сточных вод ОАО «Пензтяжпромарматура»

Полученные в ходе производственных испытаний данные показали, что внедрение технологии реагентной флотационной очистки промывных сточных вод ОАО «Пензтяжпромарматура» позволили:

1) Снизить концентрации загрязняющих веществ в очищенных сточных водах по показателям: взвешенные вещества в 315 раз; нефтепродукты в 205 раз; железа в 28 раз.

2) Сточные воды прошедшие реагентную флотационную очистку, отвечают требованиям, предъявляемым к качеству промывочных растворов, и после добавления в них необходимого количества реагентов они могут быть повторно использованы в технологическом процессе.

3) Повторное использование очищенных промывочных сточных вод в технологическом процессе позволяет сократить удельный расход следующих реагентов: соды кальцинированной ГОСТ 5100-85 на 35 кг/м³; едкий натр ГОСТ 2263-79 на 12 кг/м³; тринатрий фосфат ГОСТ 201-76 на 60 кг/м³; препарат ОП-7 ГОСТ 8433-81 на 4 кг/м³.

5.2. Рекомендации по проектированию и расчету аппаратного оформления предлагаемой технологии. Расчет экономического эффекта, полученного от внедрения.

Суточный расход промывных сточных вод, поступающих на локальные очистные сооружения

$$Q_{сут} = Q_{ч} \cdot T_{oc}, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (5.2)$$

$$Q_{сут} = 5 \cdot 8 = 40 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где $Q_{ч} = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$ – часовой расход промывных сточных вод, поступающих на локальные очистные сооружения; $T_{oc} = 8 \text{ ч/сут}$ – продолжительность работы локальных очистных сооружений в течении суток.

Часовой расход сточных вод, поступающих на один циклонный флотатор, с учетом рециркуляционного потока очищенных сточных вод:

$$Q_{чф} = \frac{Q_{ч}(1 + K_p)}{N_{ф}}, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (5.3)$$

$$Q_{\text{чф}} = \frac{5(1+0.3)}{2} = 3.25, \text{ м}^3/\text{ч}$$

где $K_p = 0,3$ – коэффициент рециркуляции очищенных сточных вод; $N_{\phi} = 2$ шт – число циклонных флотаторов.

Площадь поперечного сечения циклонного флотатора:

$$F_{\phi} = \frac{Q_{\text{чф}}}{q_y}, \text{ м}^2 \quad (5.4)$$

$$F_{\phi} = \frac{3.25}{3.5} = 0.93 \text{ м}^2$$

где $q_y = 3,5 \text{ м}^3/\text{м}^2$ – удельная гидравлическая нагрузка на циклонный флотатор.

Объем рабочей зоны отстойника циклонного флотатора:

$$W_{\phi} = Q_{\text{чф}} \cdot T_{\phi}, \text{ м}^3 \quad (5.5)$$

$$W_{\phi} = 3,25 \cdot 0,5 = 1,6 \text{ м}^3$$

где $T_{\phi} = 0,52$ - расчетная продолжительность пребывания сточных вод в отстойной части циклонного флотатора.

Высота циклонного флотатора:

$$H_{\phi} = \frac{W_{\phi}}{F_{\phi}}, \text{ м} \quad (5.6)$$

$$H_{\phi} = \frac{1.6}{1.93} = 1.7 \text{ м}$$

Диаметр циклонного флотатора:

$$D_{\phi} = \sqrt{\frac{4F_{\phi}}{\pi}}, \text{ м} \quad (5.7)$$

$$D_{\phi} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.93}{3.14}} = 1.1 \text{ м}$$

Размер конической части циклонного флотатора:

$$H_{\phi\kappa} = \frac{D_{\phi}}{2 \operatorname{tg} \alpha}, \text{ м} \quad (5.8)$$

$$H_{\phi\kappa} = \frac{1.1}{2 \operatorname{tg} 30} = 0.95 \text{ м}$$

где $\alpha = 60^\circ$ - угол конусности нижней части циклонного флотатора.

Общая высота циклонного флотатора:

$$H_{оф} = H_{\phi} + H_{\phi\kappa}, \text{м} \quad (5.9)$$

$$H_{оф} = 1,7 + 0,95 = 2,65 \text{ м}$$

Внедрение предложенной технологии позволяет отказаться от циркуляционного насоса повышенного давления. Предусмотрена замена насоса производительностью 5 м³/ч, с напором 40 м вод. ст. и мощностью электродвигателя $N=1.7$ кВт на насос производительностью 5 м³/ч, напором 14м вод. ст. и мощностью электродвигателя $N_2=0.6$ кВт.

Снижение расходов на электроэнергию в связи с уменьшением мощности циркуляционного насоса составит:

$$\mathcal{E}_{э.э.} = (N_1 - N_2) T \cdot C_{э} \cdot N \quad (5.10)$$

где: T -продолжительность работы локальных очистных сооружений в течение суток, $T = 8$ ч; $C_{э}$ -цена электроэнергии, $C_{э}=4.25$ руб/кВт·ч; N -число дней работы локальных очистных сооружений в течении года, $N=247$ дней.

$$\mathcal{E}_{э.э.} = (1,7 - 0,6) \cdot 8 \cdot 4,25 \cdot 247 = 9238 \text{ руб/год}$$

Годовые затраты на приобретение реагентов по предложенной технологии

составят:
$$Z_{p.1} = N \cdot Q_{ч} \cdot T (C_u \cdot D_u + C_{\phi} \cdot D_{\phi}) \quad (5.11)$$

где: C_u -цена негашеной извести, $C_u=5$ руб/кг; D_u -расчетная доза известкового молока по товарному продукту, $D_u=0,25$ кг/м³; C_{ϕ} -цена флокулянта, $C_{\phi}=220$ руб/кг; D_{ϕ} -расчетная доза флокулянта по товарному продукту, $D_{\phi}=0,04$ кг/м³.

$$Z_{p.1} = 247 \cdot 5 \cdot 8 (5 \cdot 0,25 + 220 \cdot 0,004) = 21044 \text{ руб/год}$$

Годовые затраты на приобретение реагентов по традиционной технологии, предусматривающая использование хлорного железа в качестве коагулянта, составят:

$$Z_{p.2} = N \cdot Q_{ч} \cdot T (C_{\kappa} \cdot D_{\kappa} + C_{\phi} \cdot D_{\phi}) \quad (5.12)$$

где: C_{κ} -цена хлорного железа, $C_{\kappa}=62$ руб/кг; D_{κ} -расчетная доза коагулянта, $D_{\kappa}=0,5$ кг/м³.

$$З_{p.2}=247 \cdot 5 \cdot 8(62 \cdot 0,5 + 220 \cdot 0,004) = 314974 \text{ руб/год}$$

Снижение расходов на приобретение реагентов составит:

$$\mathcal{E}_p = З_{p.2} - З_{p.1} \quad (5.13)$$

$$\mathcal{E}_p = 314974 - 21044 = 293930 \text{ руб/год}$$

Экономический эффект от предложенной технологии в ценах 2015г составит:

$$\mathcal{E} = \mathcal{E}_p + \mathcal{E}_{\text{э.э.}} = 293930 + 9238 = 303168 \text{ руб/год} \quad (5.14)$$

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. На основе теоретического анализа процессов флотационной очистки сточных вод установлено, что эффективность удаления нефтепродуктов при реагентной флотации в значительной мере определяется газонаполнением и степенью дисперсности приготовленной водовоздушной смеси.

2. Предложен новый энергосберегающий способ получения мелкодисперсной водовоздушной смеси с высоким газонаполнением ($\phi=0,06-0,11$), предусматривающий обработку водовоздушной смеси, образующейся на выходе с эжектора в роторно-диспергирующем устройстве, конструкция которого запатентована автором.

3. Для создания мелкодисперсной водовоздушной смеси ($d_{пс}=50-100\text{мкм}$) с газонаполнением $\phi=0,06-0,11$ наиболее рациональным с точки зрения энергозатрат являются следующие технологические параметры работы роторно-диспергирующего устройства: скорость водовоздушной смеси в патрубке входа $v_{кв}=3\text{ м/с}$, скорость движения ротора $v_{ок}=3\text{ м/с}$, число оборотов ротора 4000 об/мин, время обработки водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве 0,5-2,5 с, покрытие ротора – силикатная эмаль марки МК-5.

4. Разработаны математические зависимости, адекватно описывающие закономерности изменения среднего диаметра пузырьков воздуха при диспергировании водовоздушной смеси в роторно-диспергирующем устройстве, от газонаполнения смеси и параметров ее обработки.

5. Экспериментально установлено, что технология реагентной флотационной очистки промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля на циклонном флотаторе предложенной конструкции, предусматривающая использование диспергированной водовоздушной смеси, полученной в роторно-диспергирующем устройстве, известкование и флокулирование позволяет снизить концентрацию взвешенных веществ в сточных водах в 456-641 раз, нефтепродуктов в 124-168 раз.

6. Получены математические зависимости, адекватно описывающие зависимость эффективности процесса реагентной флотационной очистки промывных сточных вод предприятия машиностроительного профиля на циклонном флотаторе, предусматривающего использование диспергированной водовоздушной смеси по предлагаемому способу, от доз реагентов.

7. Технология флотационной очистки нефтесодержащих производственных сточных вод с использованием роторно-диспергирующего устройства была внедрена в процессе строительства локальных очистных сооружений промывных сточных вод ОАО «Пензтяжпромарматура». Ввод в эксплуатацию локальных очистных сооружений обеспечил снижение концентраций загрязняющих веществ в очищенных сточных водах: взвешенных веществ до 4,6-6,2 мг/л; нефтепродуктов до 0,9-2,5 мг/л; железа общего до 0,06-0,17 мг/л., что позволило после добавления необходимого количества реагентов повторно использовать очищенные промывные сточные воды в технологическом процессе. Суммарный годовой экономический эффект, полученный от промышленного внедрения предложенной технологии флотационной очистки промывных сточных вод, составил более 303 тыс. руб. в ценах 2015 года.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Абрамов, А.А. Флотационные методы обогащения /А.А. Абрамов.- М.: Недра, 1984.-383с.
2. Авдохин, В.М. Обратная катионная флотация тонкодисперсных железорудных концентратов / В.М. Адохин, С.Л. Губин. - ГИАБ МГГУ.- 2006.- №6.
3. Аграноник, Р.Я. Биофлотационная и микрофлотационная технологии очистки сточных вод / Р.Я. Аграноник, Г.А. Писклов // Водоснабжение и санитарная техника. - 1993г. -№ 9.- 29с.
4. Адамсон, А. Физическая химия поверхностей / А. Адамсон. – М.: Мир, 1979.- 568с.
5. Адельшин, А.Б.Интенсификация очистки нефтесодержащих сточных вод на основе применения струйно-отстойных аппаратов / А.Б. Адельшин, Н.И. Потехин. – Казань.: КГАСА, 1997.- 207с.
6. Аким, Э.Л.Флотационная очистка стоков целлюлозно-бумажных предприятий как путь к реализации лучших достигнутых технологий (ВАТ-технологий) / Э.Л. Аким, А.М. Смирнов// Материалы международной научно-практической конференции «Проблемы устойчивого развития лесного комплекса Северо-запада России на период до 2015 г.», - Санкт-Петербург, 2004. -с. 102-104.
7. Алейников, Н.А. Флотация окислов железа синтетическими карбоновыми кислотами / Н.А. Алейников, П.А. Усачев, Г.А. Голованов // Горный журнал. -1960.-№9.
8. Алексеев, Е.В. Основы технологии очистки сточных вод флотацией / Е.В. Алексеев // Монография, научное издание. – М.: Изд-во АСВ, 2009. -136с., ил.
9. Андреев, С.Ю. Интенсификация работы канализационных очистных сооружений с использованием диспергированных водовоздушных смесей: диссер. на соиск. уч. ст. д.т.н./ С.Ю. Андреев. -Пенза:ПГУАС,2007.- 331с.

10. Андреев, С.Ю. Теоретические основы процессов генерации динамических двухфазных систем вода-воздух и их использование в технологиях очистки воды / С.Ю. Андреев. – Пенза: ПГУАС, 2005.- 194 с.
11. Андреев, С.Ю. Использование технологии обработки газовой смеси импульсным магнитным полем для интенсификации флотационной очистки сточных вод / С.Ю. Андреев, Т.В. Алексеева, В.В. Димидочкин, А.А. Петрунин, И.Б. Ширшин // Проблемы энергосбережения и экологии в промышленном и жилищно-коммунальном комплексах: сб. трудов XIII международной научно-практической конференции. -Пенза: ПГУАС, 2012 г.- С. 23-26.
12. Андреев, С.Ю. Кинетические закономерности процесса флотации из сточных вод без инерционных дисперсных частиц / С.Ю. Андреев, И.А. Гарькина, А.М. Исаева, А.А. Петрунин // Региональная архитектура и строительство. – 2014. - №3.- 181с.
13. Андреев, С.Ю. Теоретические основы процесса диспергирования водовоздушной смеси используемой для флотационной очистки сточных вод / С.Ю. Андреев, И.А. Гарькина, А.А. Петрунин // Региональная архитектура и строительство. – 2015. - №3.- 154с.
14. Андреев, С.Ю. Лабораторные исследования технологии диспергирования водовоздушной смеси в роторно-кавитационном устройстве / С.Ю. Андреев, И.А. Гарькина, А.А. Петрунин, Н.Н. Ласков // Региональная архитектура и строительство. – 2015. - №3.- 154с.
15. Андреев, С.Ю. Совершенствование флотационной очистки производственных сточных вод / С.Ю. Андреев, И.А. Гарькина, А.А. Петрунин // Региональная архитектура и строительства. – 2014. -№2.- 212с.
16. Андреев, С.Ю. К вопросу гидравлического расчета трубчатого гидравлического флокулятора / С.Ю. Андреев, Б.М. Гришин, А.М. Исаева, М.В. Бикунцова, А.А. Петрунин // Региональная архитектура и строительство. - 2013. - №1.- 174с.
17. Андреев, С.Ю. Флотационная очистка нефтесодержащих сточных вод предприятий машиностроительного профиля с применением эмалированных

вихревых смесительных устройств / С.Ю. Андреев, Б.М. Гришин, А.А. Петрунин // Совершенствования работы систем водоснабжения и водоотведения населенных пунктов и промышленных предприятий: сборник трудов международной научно-практической конференции. - Пенза: ПГУАС, 2011г.- С. 33-39.

18. Андреев, С.Ю. Математическое моделирование процессов флотации без инерционных дисперстных частиц природных и сточных вод // С.Ю. Андреев, В.В. Димидочкин, Н.И. Ишева, А.А. Петрунин // Совершенствования работы систем водоснабжения и водоотведения населенных пунктов и промышленных предприятий: сборник трудов международной научно-практической конференции. - Пенза: ПГУАС, 2011г.- С. 308-318.

19. Андреев, С.Ю. Теоретические основы технологии флотационной очистки сточных вод / С.Ю. Андреев, А.М. Исаева, А.А. Петрунин, В.А. Князев // Актуальные проблемы инженерных наук в области промышленности, экологии и охраны водных ресурсов: сборник трудов II-й международной научно-практической конференции. - Пенза: ПГУАС, 2013г. – С. 33-45.

20. Андреев, С.Ю. Математическое моделирование процессов градиентной флокуляции в трубчатых смесительных аппаратах / С.Ю. Андреев, В.Г. Камбург, А.А. Петрунин // Математическое и компьютерное моделирование в решении задач строительства, техники, управления и образования: сборник статей XVII международной научно-технической конференции. - Пенза: ПГУАС, 2012г.- С. 9-17.

21. Андреев, С.Ю. Математическое моделирование кинетики процессов массо передачи и всплывающих газовых пузырьков в технологиях очистки сточных вод / С.Ю. Андреев, В.Г. Камбург, А.А. Петрунин, В.В. Князев, Г.П. Давыдов // Региональная архитектура и строительство. – 2013г. - №3. - 182с.

22. Андреев, С.Ю. Повышение эффективности флотационной очистки сточных вод за счет использования гидродинамических устройств / С.Ю. Андреев, А.А. Петрунин // Энциклопедия инженера химика №10. – Москва, 2014.- 46с.

23. Андреев, С.Ю. Количественная оценка эффективности метода флотационной очистки сточных вод / С.Ю. Андреев, А.А. Петрунин // Проблемы

энергосбережения и экологии в промышленном и жилищно-коммунальном комплексах: сборник трудов XV-ой международной научно-практической конференции. -Пенза: ПГУАС, 2014г.- С. 19-21

24. Андреев, С.Ю. Теоретические основы процессов работы трубчатого гидродинамического флокулятора /С.Ю. Андреев, А.А. Петрунин, Г.П. Давыдов, В.А. Князев //Актуальные проблемы инженерных наук в области промышленности, экологии и охраны водных ресурсов: сборник трудов II –й международной научно-практической конференции. -Пенза: ПГУАС, 2013г. – С. 206-209.

25. Андреев, С.Ю. Математическое моделирование процессов работы трубчатого гидродинамического флокулятора / С.Ю. Андреев, А.А. Петрунин, В.А. Князев, Г.П. Давыдов // Актуальные проблемы инженерных наук в области промышленности, экологии и охраны водных ресурсов: сборник трудов международной научно-практической конференции. - Пенза: ПГУАС, 2012г.- С. 72-75.

26. Анопольский, В.Н. Систематизация признаков расчетных схем флотационной очистки воды / В.Н. Анопольский, В.М. Рогов, Н.Н. Рулев // Химия и технология воды. - 1982, - №4. - т. 4. - С. 291-299.

27. Аракчеев, Е.П. О выборе режимов безреагентной флотации / Е.П. Аракчеев, В.Н. Покровский // Труды МЭН. – 1971. - вып.83.- С.161-163.

28. Бабенков, Е.Д. Очистка воды коагулянтами / Е.Д. Бабенков. - М.:Наука, 1977.- 356с.

29. Базякина, Н.А. Очистка концентрированных промышленных сточных вод / Н.А. Базякина. – М.: Госстойиздат, 1958.- 77с.

30. Балабышко, А.М. Гидромеханическое диспергирование / А.М. Балабышко, А.И. Зимин, В.П. Гужицкий. -М.: Наука, 1998.- 332с.

31. Бекляева, З.Г. Очистка сточных вод от нефтепродуктов электрофлотацией / З.Г. Бекляева// Транспорт и хранение нефтепродуктов и углеводородного сырья:научно-технический реферативный сборник, № 5.- М.:ВНИИОЭНГ, 1978.- С.32-35.

32. Белоглазов, К.Ф. Закономерности флотационного процесса / К.Ф. Белоглазов.-М. Литературное издательство. - 1974.- 254с.
33. Бергер, Г.С. Флотируемость минералов / Г.С. Бергер. - М. 1962.-263с.
34. Богданов,В.Ф. Флотационная водоочистка с применением струйной аэрации/ В.Ф. Богданов, О.Я. Евсеев, Ю.А. Заславский. - Владивосток: Изд-во Дальневост. Ун-та, 1991. - С.30-35
35. Бойко, Г.Г. Изучение собирательных свойств таллового масла и его жирных кислот при флотации вольфрамосодержащих руд / Г.Г. Бойко, Л.А. Китинова, В.Ф. Шевякова // Обогащение и металлургическая переработка полиметаллического сырья: сб. научн. тр.- Ташкент: Средазнипроцветмет, 1984.- С. 13-20.
36. Бондарев,А.А. Биологическая очистка промышленных сточных вод в аэротенках с флотационным илоотделителем / А.А. Бондарев // Сооружения и технологические процессы механической и биологической очистки промышленных сточных вод: тр. ин-та ВОДГЕО. – М. - 1981.- С.5-10.
37. Бочаров, В.А.Технология кондиционирования и селективной флотации руд цветных металлов / В.А. Бочаров, М.Я. Рыскин. - М.: Недра, 1993. - 288 с.
38. Брагинский, Л.Н. Перемешивание в жидких средах / Л.Н. Брагинский, В.И. Бигичев, В.М. Барабаш.-Л.: Химия,1984.-336с.
39. Бредихин, А.И. Пневмомеханическое диспергирование газа в жидкость / А.И. Бредихин, А.Н. Атрошко // Сооружения для очистки сточных вод и обработки осадков: тр. ин-та ВНИИ ВОДГЕО. – М. - 1987.-158с.
40. Виноградова, О.И. О прилипании частиц различной степени гидрофобности к пузырьку при столкновении / О.И. Виноградова // Коллоид. жур.,- 1993. - №4. - Т. 55.-С. 21-29.
41. Глембоцкий, В.А. Флотационные свойства кварца / В.А. Глембовский // Горный журнал.- 1946,- № 4.
42. Глембовский, В.А. Флотация / В.А. Глембовский, В.И. Классен.-М.: Наука, 1973.-384 с.

43. Гогина, Е.С. Ресурсосберегающие технологии промышленного водоснабжения и водоотведения: Справочное пособие / Е.С. Гогина, А.Д. Гуринович, Е.А. Урецкий. – М.: Издательство Ассоциации строительных вузов, 2012. – С. 23-28.
44. Годен, А.М. Флотация / А.М. Годен.-М.:Госгортехиздат, 1959.-464с.
45. Гончаренко, Б.И. Моделирование напорной флотации при очистке сточных вод сахарной заводов / Б.И. Гончаренко, А.И. Гладкий // Химия и технология воды, 1988. - № 6. - Т. 10.- С.552 - 554
46. Городецкая, А.В. Скорость поднятия пузырьков в воде и водных растворах при больших числах Рейнольдса / А.В. Городецкая // Журнал физической химии. - М., 1949. - №1. - Т. 23. - С. 71 - 77.
47. Григорьев, А.Б. Интенсификация процесса очистки сточных вод предприятий текстильной и трикотажной промышленности методом пенной флотации: дисс. на соиск. уч. ст. к.т.н.// А.Б. Григорьев. - М., 1974.-22с.
48. Гусар, Ф.Г. Источники загрязнений нефтепродуктами сточных вод тепловых электростанций и методы их очистки / Ф.Г. Гусар // Очистка сточных вод на электростанциях.-М.:Энергия, 1972.-198с.
49. Демидочкин, В.В. Совершенствование систем подачи и распределения воды с применением труб, покрытых эмалью: автореферат дисс. на соискание ученой степени кандидата технических наук // В.В. Демидочкин. – Пенза: ПГАСА. -2000.-24с.
50. Дерягин, В.В. Теория движения минеральных частиц вблизи поверхности всплывающего пузырька в применении к флотации / В.В. Дерягин, С.С. Духин // Изв. АН СССР. Отдел, техн. наук.- Металлургия и топливо. – 1959. - № 1.- С. 82-89.
51. Дерягин, Б.В. Микрофлотация /Б.Г. Дерягин, С.С. Духов, Н.Н. Рулев. - М.: Химия, 1986.-112с.
52. Дерягин, Б.В. Теоретические основы и контроль процессов флотации / Б.В. Дерягин, С.С. Духин, Н.Н. Рулев.-М.: Недра, 1980.-С.92-118.

53. Дибердеев, Н.Х. Современные направления в конструировании флотационных машин / Н.Х. Дибердеев, Ю.Б. Рубинштейн, В.К. Романов. - М.: ЦНИИУголь, 1985. вып. 6-48.
54. Дуденков, С.В. Основы теории и практики применения флотационных реагентов / С.В. Дуденков, Л.Я. Шубов, Л.А. Глазунов. - М.: Недра, 1969. - 367 с.
55. Духин, С.С. Механизм действия поверхностно-активных веществ в микрофлотации / С.С. Духин // Химия и технология воды.- 1987.- № 6. - Т. 9.- С. 491-496.
56. Жуков, А.И. Методы очистки производственных сточных вод / А.И. Жуков, И.Л. Монгайт, И.Д. Родзиллер. - М.: Стройиздат, 1977. - 208 с.
57. Запольских, А.К. Коагулянты и флокулянты в процессах очистки воды / А.Б. Запольских, А.А. Баран.-Л.: Химия, 1987.-205с.
58. Зельдович, Я.Б. К теории образования новой фазы / Я.Б. Зельдович // Кавитация, ЖЭТФ. - 1942. - 12(11/12).-С.525-538.
59. Золотухин, И.А. Электрофлотационная очистка шахтных вод Кузбаса / И.А. Золотухин, В.А. Васев, А.Л. Лукиных // Химия и технология воды. 1983. - № 3.- С. 252-255.
60. Иванков, С.И. Совершенствование технологии селективно-коллективной флотации комплексных оловянно-полиметаллических руд / С.И. Иванков, Л.А. Грекулова // Обогащение комплексных руд цветных и редких металлов: сб. науч. тр.- М.: ВИСМ, 1984.- С.64-68.
61. Ивченко, В.М. Кавитационная технология / В.М. Ивченко, В.А. Кулагин, А.Ф. Немчин. - Красноярск: издательство КГУ, 1990.-200с.
62. Каковский, И.А. К теории действия цианидов при флотации / И.А. Каковский // Труды II Научно-технической сессии инт. Механообр.- М. - 1952.- С.110-117.
63. Калинийчук, Е.М. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов от эмульгированных нефтепродуктов электрокоагуляцией и электрофлотацией / Е.М. Калинийчук. – М.: ЦНИИТЭНефтехим, 1975.-С.4-30.

64. Караваев, И.И. Флотационная очистка нефтесодержащих стоков / И.И. Караваев, Н.Ф. Резник // Водоснабжение и санитарная техника. – 1970. -№ 5. - С. 18-21.
65. Карелин, Я. А. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов / Я.А. Карелин, И.А. Попов, А.А. Евсеев, О.Я. Евсеева. - М.: Стройиздат, 1982. - 184с.
66. Карпухина, Р.Н. Очистка мазутосодержащих сточных вод / Р.Н. Карпухина // Обзоры по межотраслевой тематике. – Сер. VII. – М.: ГОСИНТИ, 1969.-С.23-32.
67. Классен, В. И. Вопросы теории аэрации и флотации / В.И. Классен. – М.: Госхимиздат, 1949.-350с.
68. Классен, В.И. Флотация углей / В.И. Классен.- М.: Госгортехиздат, 1963.- 412 с.
69. Классен, В.И. Введение в теорию флотации / В.И. Классен, В.А. Мокроусов.- М.:Металлургиздат, 1953.- 463 с.
70. Клименко, Е.Т. Планирование эксперимента / Е.Т. Клименко.— Москва, 1995. - 34с.
71. Кнэпп, Р. Кавитация / Р. Кнэпп, Д.Ж. Дейлч, Ф. Хэммит. - М.:Мир,1974.-688с.
72. Козин, В.З. Совершенствование технологии обогащения тонковкрапленных сульфидных руд на основе процесса флотоклассификации / В.З. Козин, Ю.П. Морозов, Н.В. Базуева // Обогащение тонковкрапленных руд. - Кольский филиал АН СССР, Горный институт. - Апатиты. - 1985. - С. 62-64.
73. Краснов, Г.Д. Основные принципы и практика пневматической пульсационной флотации / Г.Д. Краснов, А.А. Лавриненко, Д.В. Крапивный, О.Н. Фролов // Обогащение руд. 1999.- №4.- С. 19-23.
74. Краснов, Г.Д. Опыт эксплуатации пневматической пульсационной флотации / Г.Д. Краснов, А.А. Лавриненко, Д.В. Крапивный, А.А. Чистяков // Цветные металлы.- 2002.- №4.- С. 17-19.

75. Кривчун, А.Н. Электрофлотационный способ очистки транспортерно-моечных вод / А.Н. Кривчун и др. // Сахарная промышленность. - 1975,1. В 5, С. 32-34.
76. Кузькин, С.Ф. Флотация ионов и молекул / С.Ф. Кузькин, А.М. Гольман. -М.: Наука, 1971.- 134 с.
77. Кулагин, В.А. Суперкавитация в энергетике и гидротехнике / В.А. Кулагин.-Красноярск: издательство КГТУ 2000.-107с.
78. Курков, Л.М. Очистка нефтесодержащих сточных вод многокамерной флотацией / Л.М. Курков, Д.М. Бриль // Химия и технология воды. - 1990. - № 10. - Т. 12. - С.918-921
79. Кязимов, Р.А. Применение реагентов-комплексобразователей при флотации колчеданных полиметаллических руд / Р.А. Кязимов, А.З. Ахмедов, Н.Г. Клименко, Н.Д. Ключева // Флотационные реагенты. - М.: Наука, 1986. - С. 81-87.
80. Лейбовский, М.Г. Современное оборудование для флотационной очистки воды / М.Г. Лейбовский, Л.Д. Ушаков. - Москва. 1978.-71с.
81. Лукиных, Н.А. Применение напорной флотации в очистке сточных вод / Н.А. Лукиных // МЖКХ РСФСР Водоснабжение и канализация: Экспресс-информация. – 1976. – №5.
82. Лукиных, Н.А. Флотационное разделение иловых смесей – прогрессивный метод в технологии очистки городских сточных вод / Н.А. Лукиных, Б.Л. Липмен, Н.А. Терентьева и [др.] // Санитарная техника и инженерное оборудование зданий: рефератив. информ. – Сер.9. – М: ЦИНИС Госстроя СССР, 1977. – Вып. 10.
83. Малиновский, М.А. Флотационные методы обогащения полезных ископаемых / М.А. Малиновский.- М.:ВЗПИ, 1960.-с. 15-19.
84. Манцев, А.И. Очистка сточных вод флотацией / А.И. Манцев. - Киев. – Будівельник. – 1976. - С.7-8.
85. Матов, Б.М. Флотация в пищевой промышленности /Б.М. Матов. - М.: Пищевая промышленность, 1976. - 167 с.

86. Матов, Б.М. Электро-флотационная очистка сточных вод / Б.М. Матов. -Кишинев: Картя Молдовеняскэ, 1982. -170 с.
87. Мацнев, А.И. Особенности очистки высококонцентрированных сточных вод флотацией мелкими газовоздушными пузырьками / А.И. Манцев // Гидромелиорация и гидротехническое строительство: респ. межвед. научно-техн. сб. - 1977. вып. 5. с. 70-72.
88. Мещеряков, Н.Ф. Кондиционирующие и флотационные аппараты и машины / Н.Ф. Мещеряков.- М.: Недра, 1990.- 237 с.
89. Мещеряков, Н.Ф. Флотационные машины и аппараты / Н.Ф. Мещеряков. - М.: Недра, 1982. -200 с.
90. Минаева, М.Г. Реагенты применяемые при флотации руд за рубежом/ М.Г. Минаева, Л.М. Неваева, Т.А. Аккуратова. - М.: Цветметинформация, - 1981.С.8-14.
91. Митрофанов, С.И. Селективная флотация / С.И. Митрофанов. - М.: Недра, 1967.-585 с.
92. Мнушкин, И.И. Влияние аполярных реагентов на флотацию зол тепловых электростанций / И.И. Мнушкин, М.И. Лудянский, Н.Н. Чертыш //Обогащение полезных ископаемых: респ. межвед. научн.-техн.сб.- Киев.: Техника, 1988. вып. 38.- С. 67-71.
93. Найденко, В.В. Электросатурация при флотационной очистке сточных вод / В.В. Найденко, В.И. Алексеев, Л.Н. Губанов // Химия и технология воды.- 1986. - № 3. - Т. 8. - С. 84-85.
94. Никитин, Я.В. Водопотребление, водоотведение и требования к качеству промышленной воды в ЦБП / Я.В. Никитин, Г.Е. Гальпер и др. - М.: Лесная промышленность, 1977.-С. 23-31.
95. Перепелкин, К.Е. Газовые эмульсии / К.Е. Перепелкин. – Л.: Химия, 1979.-198с.
96. Перник, А.Р. Проблемы кавитации / А.Р. Перник // Судостроение. - 1966.-435с.

97. Петухов, В.Н. Разработка новых реагентных режимов флотации углей / В.Н. Петухов, А.А. Юнаш // Кокс и химия. 1998. - №3. - С.5-8.
98. Петухов, В.Н. Флотационная активность химических соединений различного состава и строения при флотации угля / В.Н. Петухов // Кокс и химия. 1982. - №7. - С.18-30.
99. Пирсол, И.С. Кавитация / И.С. Пирсол.-М.: Мир,1975.-95с.
100. Плаксин, И.Н. О кинетических уравнениях флотационного процесса / И.Н. Плаксин, В.И. Классен, Г.С. Бергер // Цветные металлы. – 1954. – № 4.-С.20-25.
101. Плаксин, И.Н. Флотация / И.Н. Плаксин, В.А. Глембовский. - М. Госгортехиздат, 1961. - 547с.
102. Плаксин, Н.И. Современные направления исследований селективной флотации руд цветных и редких металлов / Н.И. Плаксин.– Москва, 1959. - 21с.
103. Покровский, В.П. Очистка сточных вод тепловых электростанций / В.П. Покровский, Е.П. Аракчеев.-М.: Энергия, 1980.-256с., ил.
104. Пономарев, В.Г. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов / В.Г. Пономарев, Э.Г. Иоакимис, И.Л. Монгайт. –М.: Химия, 1985.-256с., ил.
105. Промтов, М.А. - Пульсационные аппараты роторного типа. Теория и практика / М.А. Промтов.-М.:Машиностроение, 2001.-247с.
106. Ребиндер, П.А. Физико-химия флотационных процессов / П.А. Ребиндер.- М.: Metallurgizdat, 1933.- 230 с.
107. Ребиндер, П. А. Поверхностные явления в дисперсных системах. Коллоидная химия / П.А. Ребиндер //в сб.: Избранные труды. М.: Наука, 1978. 368 с.
108. Резник, Н.Ф. Очистка от нефтепродуктов производственных и балластных вод железнодорожного и морского транспорта методом напорной флотации: автореф. дисс. канд. техн. наук/ Н.Ф. Резник. -М.:НИИЖТ, 1968.-16 с.
109. Роев, Г.А. Очистка сточных вод и вторичное использование нефтепродуктов / Г.А. Роев, В.А. Юфин. - М.: Недра, 1987. - 222 с.

110. Рождественский, В.В. Кавитация / В.В. Рожденственский. - Л.: Судостроение 1977.-248с.
111. Розенцвайг, А.К. Исследование коалесценции крупнодисперсных концентрированных эмульсий при турбулентном перемешивании / А.В. Розенцвайг // инж. физич. журнал. – 1982.– № 1.– Т.42. -С.22-17.
112. Рубинштейн, Ю.Б. О математической модели процесса флотации / Ю.Б. Рубинштейн, В.И. Тюрникова, Ю.А. Филлипов // Тр. Ин-та обогащения твердых горюч, ископаемых. - 1974. -т. 4, вып.2.-С.72-83.
113. Рубинштейн, Ю.Б. Кинетика флотации / Ю.Б. Рубинштейн, Ю.А. Филиппов.- М.: Недра, 1980.- 375 с.
114. Рубинштейн, Ю.Б. О направлениях математического моделирования процесса флотации / Ю.Б. Рубинштейн, В.И. Тюрникова, Ю.А. Филлипов. - М.: Наука, 1976.-245 с.
115. Рулев, Н.Н. Теория флотации мелких частиц и флотационной водоочистки: автореф. дис. канд. хим. наук / Н.Н. Рулев. - Киев,1977. - 23с.
116. Рулев, Н.Н. Закрепление частицы у поверхности пузырька при флотации и расклинивающее давление смачивающих пленок / Н.Н. Рулев, С.С. Духин // Коллоид.журн.- 1983.- № 6.- Т. 45. - С. 1146-1153.
117. Сазерленд, К.С Принцип флотации / К.С. Сазерленд, Е.В. Уорк.- М.: Metallurgizdat,1968.-680 с.
118. Самыгин, В.Д. Влияние размера пузырьков на флотируемость инерционных частиц / В.Д. Самыгин, Б.С. Чертимен, В.П. Небера // Коллоид.журн.-1977. - №6. - Т. 39. - С. 1101-1107.
119. Селиванова, Н.В. Новые реагенты для флотации полиметаллических баритсодержащих руд / Н.В. Селиванова, А.А. Голиков, Э.П. Тропман // Флотационные реагенты. - М.: Наука. – 1986. - С. 78-81.
120. Сивак, В.М. Аэраторы для очистки природных и сточных вод / В.М. Сивак. – Львов.: Вища школа, 1984.-124с.

121. Скрылев, Л.Д. О возможности флотационного выделения дисперсной фазы из разбавленных эмульсий типа М/В / Л.Д. Скрылев, В.А. Артемова // Коллоид. журн. - 1974. - № 3. - Т. 36. - С. 594-596.
122. Скрылев, Л.Д. Влияние дисперсности эмульгированных в воде нефтепродуктов на эффективность процесса их флотационного выделения / Л.Д. Скрылев, В.К. Ососков, А.М. Почтаренко // Коллоид. журн. - 1975. - № 4. - Т. 37. - С. 804-806.
123. Смирнов, А.М. Локальная очистка сточных вод целлюлозно-бумажных предприятий методом напорной флотации: дис. канд. техн. наук : 05.21.03 / А.М. Смирнов. - Санкт-Петербург, 2004. - 154 с.
124. Соколов, В.Н. Газожидкостные реакторы / В.Н. Соколов, И.В. Доманский. - М.: Машиностроение, 1976. - 216 с.
125. Соколов, Е.Я. Струйные аппараты / Е.Я. Соколов, Н.М. Зингер. - М.: Энергия, 1979. - 352 с.
126. Сотскова, Т.З. Флотационное разделение фаз эмульсий м/в, стабилизированных анионными ПАВ / Т.З. Сотскова, Т.В. Демкиева, Л.Д. Борышкевич. - Химия и технология воды. - 1998. - № 5. - Том 10. - С. 25-30.
127. Стахов, Е. А. Очистка нефтесодержащих сточных вод предприятий хранения и транспорта нефтепродуктов / Е.А. Стахов. - Л.: Недра, 1983. - 263 с.
128. Стахов, Е.А. Руководство по расчету и применению напорных флотационных установок для очистки мазутных сточных вод на объектах минобороны / Е.А. Стахов. - М.: ЛВВИСКУ, 1981. - С. 4-9.
129. Стахов, Е.А. Очистка сточных вод ТЭЦ от мазута на вертикальной флотационной установке / Е.А. Стахов, В.А. Акулыпин, Е.Д. Петрушин // в кн. Водоподготовка, водный режим и химконтроль на порошковых установках, вып.б. - М.: Энергия, 1978. - С. 175-180.
130. Сумм, Б. А. Физико-химические основы смачивания и растекания / Б.А. Сумм, Ю.В. Горюнов - М.: Химия, 1976. - 232 с.
131. Тронов, А.В. Исследование процесса турбулентной микрофлотации в слабоконцентрированных прямых водонефтяных эмульсиях / А.В. Тронов,

Д.Б.Хохлов, А.И. Нигматулин // Химия и технология воды. 1991, т. 13. №10. – С.887- 893.

132. Федоткин, И.М. Использование кавитации в технологических процессах / И.М. Федоткин, А.Ф. Немчик. - Киев: Вища шк. - 1984.-68с.

133. Флегентов, И.В. Скорость всплывания газовых пузырьков в жидкости с аномально-вязкими свойствами / И.В. Флегентов, Б.И. Дегтерев, Н.Х. Зиннатуллин// Инженерно-физический журнал.- Минск, 1986.- 5 е.- С.23-40.

134. Фоминых, В.А. Технология очистки воды фильтрованием методом направленного структурообразования осадка: автореф. дис. д-ра техн. наук / В.А. Фоминых. – Новосибирск, 2004. - 24с.

135. Фролов, Ю.Г. Курс коллоидной химии, поверхностные явления и дисперсные системы / Ю.Г. Фролов.- М.: Химия, 1988. - 465с.

136. Фрумкин, А.Н. Физико-химические основы теории флотации / А.Н. Фрумкин.-М.: А.Н.СССР. 1932. - С.8-43.

137. Харитоновский, А.А. Флотация - новый перспективный способ очистки шахтных вод / А.А. Харитоновский // Уголь.- 1989. - № 12.- С. 44-46.

138. Худенко, Б.М. Аэраторы для очистки сточных вод / Б.М. Худенко, Е.А. Шпирт. – М.: Недра, 1987.-112с.

139. Чантурия, В.А. Химия поверхностных явлений при флотации / В.А. Чантурия, Р.Ш. Шафеев.-М.:Недра, 1977.-191с.

140. Чуянов, Г.Г. Оптимизация процесса флотации угольных шламов / Г.Г. Чуянов, В.С. Белоусов // Обогащение неметаллических полезных ископаемых: межвуз. научн. тематич. сборник.- Свердловск: Изд. СГИ, 1973. - вып. 1-С. 107-112.

141. Шмидт, Л.И. О механизации процесса очистки сточных вод напорной флотацией / Л.И. Шмидт // Журнал прикладной химии. - 1970.- № 11. -С.14-19.

142. Шмидт, Л.И. Исследование процесса очистки сточных вод напорной флотацией / Л.И. Шмидт, В.В. Кносетов // Водоснабжение и санитарная техника. – 1972. - № 1. - С.16-18.

143. Шубов, Л.Я. Запатентованные флотационные реагенты / Л.Я. Шубов, С.И. Иванков. - М.: Недра. - 1992. - 361 с.
144. Эпштейн, Л.А. Возникновение и развитие кавитации / Л.А. Эпштейн.- М.:Труды ЦАГИ, 1948.-С.44-50.
145. Юдилевич, М.М. Определение содержания нефтепродуктов в производственных сточных водах / М.М. Юдилевич.-М.:Энергия, 1972.-51с.
146. Яковлев, С.В. Водоотводящие системы промышленных предприятий:учеб. для вузов под редак. С.В. Яковлева./ С.В. Яковлев, Я.А. Карелин, Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов. – М.: Строиздат, 1990 . – 205с.
147. Якубовский, Е.П. Опыт эксплуатации флотационной установки / Е.П. Якубовский, В.Н. Яромский // Водоснабжение и санитарная техника. - 1989. №1. 26 с.
148. Higbie, R. The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure / R. Higbie // Trans. Am. Inst. Chem. Eng. -1935. V. 31.- 365P.
149. Poledne J. Flotatory a odpadni vody v potravinarstvi /J. Poledne, D. Kochova // Prumysl potravin.- 1989.- V.40,N 12.-P.650-653.

«Утверждаю»

Главный инженер

ОАО «Пензтяжпромарматура»

«_____» С. Н. Глебов



АКТ

Промышленного испытания и внедрения технологии флотационной очистки производственных сточных вод от промывочных ванн

Настоящий акт составлен с участием представителей ОАО «Пензтяжпромарматура» руководителя ЭС Пономарева А.А., начальника службы ТГВиС Буклина Б.П., начальника ПТГ Гринзовской И.А. и представителей Пензенского государственного университета архитектуры и строительства (ПГУАС) д.т.н., профессора кафедры «Водоснабжение, водоотведение и гидротехника» Андреева С.Ю., аспиранта кафедры ВВиГ Петрунина А.А..

Сотрудниками кафедры ВВиГ ПГУАС была разработана и передана для промышленного внедрения на ОАО «Пензтяжпромарматура» технология флотационной очистки производственных сточных вод от промывных ванн.






Данная технология предусматривает:

1. Коагуляционную обработку сточных вод раствором гашеной извести.
2. Флокулирование скоагулированных загрязнений сточных вод катионным сополимером акриламида марки КП555.

3. Флотационное осветление производственных сточных вод, прошедших реагентную обработку.

Флотационное осветление производственных сточных вод, прошедших реагентную обработку, осуществлялось с использованием мелкодисперсной водовоздушной смеси с повышенным газо-наполнением, полученной в процессе ее обработки в роторно-диспергирующем устройстве. Промышленные испытания показали, что предлагаемая технология флотационной очистки позволяет существенно снизить концентрацию загрязняющих веществ в очищенных сточных водах (нефтепродуктов в 205 раза, взвешенных веществ в 315 раз).

Члены комиссии:

	А.А. Пономарев
	Б.П. Буклин
	И.А. Гринзовская
	С.Ю. Андреев
	А.А. Петрунин