

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

*федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования*

**НОВОСИБИРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ АРХИТЕКТУРНО-СТРОИТЕЛЬНЫЙ
УНИВЕРСИТЕТ (СИБСТРИН)**

К защите:

Заведующий кафедрой
«ЮНЕСКО»

_____ Ю.Л.Сколубович

подпись

_____ 2020 г.

дата

**ВЫПУСКНАЯ
КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА
МАГИСТРА**

Тема Совершенствование технологических схем удаления фосфора из сточной
жидкости

**ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
ВКР.М.ЮНЕСКО.86-ПЗ.Р**

обозначение

Выполнил:

Руководитель:

_____ Тихонова Д.В.
подпись фамилия, инициалы

_____ Амбросова Г.Т.
подпись фамилия, инициалы

_____ 2020 г.

_____ 2020 г.

дата

дата

Нормоконтроль:

_____ Матюшенко Е.Н.
подпись фамилия, инициалы

_____ 2020 г.

дата

2020 г.

СОСТАВ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЫ ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

Наименование документа	Номер стр.
Задание на выполнение дипломного проекта	3
Аннотация	4
Проектная разработка (ВКР.М.ЮНЕСКО.86-ПЗ.Р)	5
Расчетно-пояснительная записка	6
Приложение А. Расчёт трёх вариантов технологических схем ОСК г. Болотное	82
Приложение Б. Строительная стоимость трёх вариантов	131
Приложение В. Затраты на электроэнергию	135
Приложение Г. Затраты на реагенты и перевозку	140
Приложение Д. Заработная плата обслуживающего персонала ОСК	141
Приложение Ж. Графическая часть	142

**НОВОСИБИРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ АРХИТЕКТУРНО-СТРОИТЕЛЬНЫЙ
УНИВЕРСИТЕТ (СИБСТРИН)**

Кафедра «ЮНЕСКО»

Тема Совершенствование технологических схем удаления фосфора из сточной
жидкости

Задание:

1. Выполнить литературный обзор по теме выпускной квалификационной работы.
2. Провести обследование очистных сооружений канализации г. Новосибирска и выявить места наибольшего обогащения фосфором сточной жидкости.
3. Исследовать процесс центрифугирования сырого осадка и активного ила на степень выделения фосфора из бактериальной клетки.
4. Определить оптимальные дозы реагентов (хлорида кальция, хлорида магния, гидроксида натрия) для удаления фосфора из сточной жидкости.
5. Определить влияние изменения температуры сточной жидкости на степень выделения фосфора.
6. Изучить процесс анаэробного сбраживания смеси сырого осадка и активного ила.
7. Разработать варианты технологических схем для очистки сточной жидкости в г. Болотное.

Руководитель:

_____ Амбросова Г.Т.
подпись фамилия, инициалы

_____ 2020 г.

дата

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа магистранта посвящена совершенствованию технологических схем удаления фосфора из сточной жидкости. Эта работа включает четыре главы:

В первой главе произведен литературный обзор по теме ВКР из зарубежных и отечественных источников, охватывающих период с 1996 по 2019 г. Этот обзор показал, что при сбросе бытовых стоков в уникальные водоемы в технологическую схему требуется включать сооружения по полной механической и биологической очистке, а также доочистке с удалением фосфора и азота. Таким образом будет исключено эвтрофирование этих водоемов.

Во второй главе сформулирована цель данной работы: разработать технологические схемы очистных сооружения канализации, которые могут применяться при любой производительности. Определены задачи для достижения поставленной цели. Выбрана методика исследований, включающая последовательность проведения эксперимента, выбраны критерии контроля и оценки показателей.

В третьей главе рассмотрено проведение исследований на натуральных осадках и сточной жидкости, привезённой с очистных сооружений канализации г.Новосибирска. Исследования проводились в 4 этапа.

В последней главе было проведено технико-экономическое сравнение 3 вариантов. Все 3 варианта включают в себя классические сооружения для снижения БПК и взвешенных веществ, а также дополнительный узел для удаления фосфора из стоков внутриплощадочной канализации. Различие вариантов в составе сооружений и в том, что 3 вариант предусматривает расположение основных сооружений по очистке в закрытом помещении и подогрев сточной жидкости.

**ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
ПРОЕКТНАЯ РАЗРАБОТКА**

ВКР.М.ЮНЕСКО.86-ПЗ.Р
обозначение

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение.....	3
1. Удаление фосфора из сточной жидкости.....	4
1.1 Эвтрофирование водные объектов и его причины.....	4
1.2 Удаление фосфора из сточной жидкости.....	7
1.2.1 Биологический метод удаления фосфора из сточной жидкости	7
1.2.2 Физико-химический метод удаления фосфора из сточной жидкости.....	8
1.2.3 Комбинированный метод удаления фосфора из сточной жидкости.....	13
1.3 Зарубежный опыт очистки сточной жидкости от фосфора.....	16
2. Цель, задачи и методика исследований.....	25
2.1. Цель и задачи исследований.....	25
2.2. Методика проведения исследований.....	25
2.3 Показатели сточной жидкости.....	26
2.4 Приборы и оборудование.....	27
3. Результаты исследований.....	38
3.1 Первый этап исследований.....	38
3.2 Второй этап исследований.....	46
3.3 Третий этап исследований.....	52
3.4 Четвертый этап исследований.....	54
4. Техничко-экономические показатели.....	57
4.1 Система водоотведения города Болотное.....	57
4.2 Описание предложенных технологических схем.....	64

					ВКР.М.ЮНЕСКО.86-ПЗ.Р			
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>				
Зав. каф.		Сколубович Ю.Л			Пояснительная записка	<i>Стадия</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
Рук.		Амбросова Г.Т.					1	76
Н. Контр.		Матюшенко Е.Н				НГАСУ (Сибстрин), гр. 200маг-юн		
Консультант								
Дипломник		Тихонова Д.В.						

4.3 Расчёт строительной стоимости очистных сооружений для трёх вариантов.....	67
4.3.1 Амортизация основных фондов.....	67
4.3.2 Расчёт себестоимости трёх вариантов.....	68
Заключение.....	70
Список литературы.....	72
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	77

ВВЕДЕНИЕ

Данная выпускная квалификационная работа посвящена разработке технологических схем для удаления фосфора из сточной жидкости, так как на сегодняшний день большая часть очистных сооружений канализации (ОСК) запроектированы лишь на очистку сточной жидкости от взвешенных веществ и БПК. В то время как фосфора, является лимитирующим элементом, вызывающий эвтрофирование водных объектов.

В литературном обзоре рассмотрена информация об удалении фосфора из сточной жидкости, существующие методы удаления. Представлен заграничный опыт в области удаления фосфора из стоков на примере Берлинских очистных сооружений.

Цель данной работы – разработать совершенную технологическую схему, которую можно будет использовать для любой производительности. Для достижения данной цели были поставлены соответствующие задачи, а также выбрана методика исследований, включающая последовательность проведения эксперимента.

Все исследования проводились на натуральной сточной жидкости и осадках ОСК г.Новосибирска. В ходе проведения опытов по определению влияния центрифугирования и выявлению оптимальных доз хлорида кальция, хлорида магния и гидроксида натрия была предложена технологическая схема очистки сточной жидкости, в которую добавлен узел физико-химической очистки стоков внутриплощадочной канализации. Также было выявлено влияние температуры сточной жидкости на степень выделения фосфора из сырого осадка и активного ила. В результате сбразивания смеси сырого осадка и активного ила установлено повышение концентрации фосфора.

В результате выполненных работ было разработано три варианта технологических схем для очистки сточной жидкости в г. Болотное, просчитаны технико-экономические показатели вариантов, и в итоге выбран оптимальный – 3 вариант, подходящий под условия Администрации города.

1. Удаление фосфора из сточной жидкости

1.1 Эвтрофирование водных объектов и его причины

В наше время интенсивный рост и развитие городов приводит к ухудшению экологической ситуации. Для улучшения состояния экологии предпринимаются меры. Поэтому повышение качества очистки сточной жидкости очистных сооружений канализации (ОСК) перед сбросом стоков в водоём, является одной из наиболее значимых мер по улучшению экологической среды.

Сегодня часто обсуждается такое направление в области очистки сточных вод, как удаление биогенных элементов (азот, фосфор, сера) из стоков до норм ПДК. Потому что именно биогенные элементы способствуют протеканию такого процесса, как эвтрофирование или «цветение» водоема (рисунок 1.1). Такой процесс носит сезонный характер и вызван гниением водной растительности [1], в результате него увеличивается концентрация биогенных и канцерогенных веществ в воде. Эвтрофирование может быть вызвано двумя процессами: естественным и в результате деятельности человека. Естественное эвтрофирование водоёмов характерно, прежде всего, для прудов, непроточных озёр, и искусственно созданных водохранилищ.



Рис. 1.1 Цветение водоёмов (процесс эвтрофирования)

Развитие сине-зелёных одноклеточных (*Chlorella*, *Scenedesmus*, *Ankistrodesmus*, *Anabaena* и *Oscillatoria*) и диатомовых водорослей (*Asterionella*, *Synedra*, *Melosira*) (рисунок 1.2) является критерием процесса эвтрофирования [1]. При разложении водорослей в воду выделяются канцерогенные вещества

(полипептиды, аммиак, фенолы и сероводород). Такое выделение канцерогенных веществ несёт за собой следующие последствия: мутация флоры и фауны, снижение органолептических показателей воды водоёма, неэстетичный внешний вид, а длительное употребление такой воды, может вызвать у человека ряд заболеваний (цирроз печени и т.д)[2]. Также это приводит к быстрому разрушению строительных материалов, конструктивных элементов конструкций и сооружений, находящихся в воде (ГЭС, опоры мостов, водозаборные сооружения и др.).

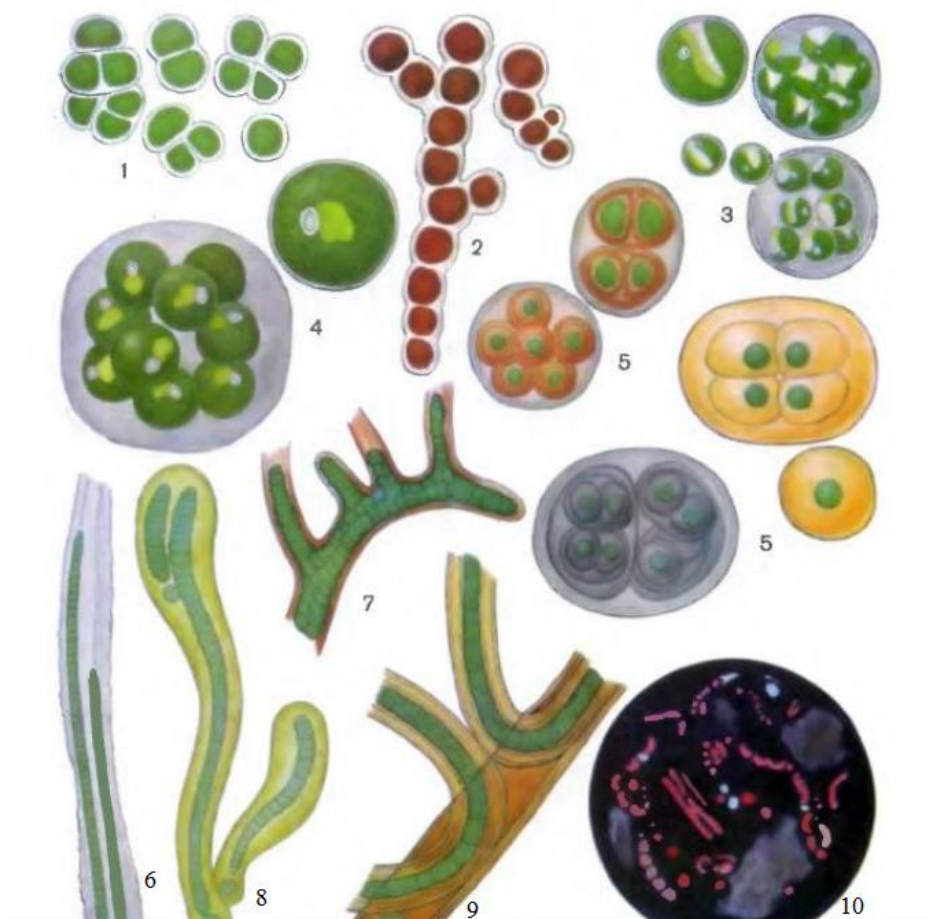


Рис. 1.2 Почвенные фотосинтезирующие организмы

1 – отдельные и группы клеток *Pleurococcus vulgaris*; 2 – простые и ветвящиеся нити *Trentepohlia piceana*; 3 – отдельная клетка *Chlorella vulgaris* и ее размножение; 4 – молодые и взрослые клетки *Chlorococcum humicola*; 5 – колонии *Gloeocapsa rupestris*; 6 – участок таллома *Schizothrix friesii*; 7 – часть нити *Stigonema minutum*; 8 – нити *Tolypothrix elenkinii*; 9 – часть нити *Scytonema mirabile*; 10 – общий вид пробы почвы в люминисцентном микроскопе.

Антропогенный характер эвтрофирования вызван сбросом неочищенных или недостаточно очищенных городских и промышленных сточных вод, попаданием в грунтовые воды минеральных удобрений, применяемых в сельском хозяйстве, и затем поступлением в водоемы [2]. Концентрация таких веществ влияет на общую продуктивность водоёма, так при концентрации в воде водоёма свободного CO_2 1 г фосфора воспроизводят 115 г водорослей, на минерализацию которых в последующем затрачивается 142 г кислорода.

Так как уменьшить концентрацию углекислоты в воде практически невозможно, то единственный способ борьбы с процессом эвтрофирования является снижение до минимума концентраций азота и фосфора, которые поступают в водоём.

Фосфор, содержащийся в сточных водах, представляется целым рядом соединений: растворённый неорганический полифосфат (молекулы с двумя или несколькими атомами фосфора, кислорода или атомами водорода), растворённый органический фосфор, органический фосфор во взвешенных веществах, растворённый неорганический ортофосфат (средние и кислые соли ортофосфорной кислоты). Сумма вышеперечисленных соединений представляет собой общий фосфор [1,10].

Имеющиеся в настоящее время ОСК на территории Российской Федерации, запроектированы лишь на удаление взвешенных веществ и $\text{БПК}_{\text{полн}}$ из сточной жидкости, при этом важность удаления биогенных элементов (азота и фосфора) из сточной жидкости не учитывается. Доочистка на микрофильтрах или барабанных сетках и фильтрах с зернистой загрузкой применялась в редких случаях.

При сбросе в водоём очищенной сточной жидкости устанавливаются определённые требования к её качеству [39]. Но при введении и утверждении технологического нормирования предприятия водопроводно-коммунального хозяйства переходят на новые стандарты. В документе [39] собран и систематизирован большой материал по существующим технологиям в области очистки сточных вод СССР и РФ. Согласно этому документу, все технологии

разделены на лучшие доступные технологии (НДТ) для которых устанавливаются менее жёсткие требования, чем необходимые в настоящее время для рыбохозяйственных водоёмов. В приложении Б [39] требования по фосфору составляют 0,7 мг/л при реагентной очистке стоков (что более чем в 3,5 раза выше ПДК). Более низких значений по фосфору возможно достичь только с применением сооружений доочистки.

На сегодняшний день известно три принципиально различных метода удаления фосфора: биологический, физико-химический и комбинированный.

1.2. Удаление фосфора из сточной жидкости

1.2.1 Биологический метод удаления фосфора из сточной жидкости

Из всех известных методов удаления фосфора биологический является самым экологичным [12]. На сегодняшний день биологический метод удаления фосфора достаточно изучен и связан с жизнедеятельностью микроорганизмов активного ила, которые для построения живой клетки и переноса энергии потребляют фосфор. В основе биологического метода удаления фосфора лежит способность бактериями родов *Acinetobacter*, *Acetobacter*, *Nocardia Rhodocyclus*, *Candidatus Accumulibacter phosphatis* и группой нитчатых «*Chloroflexi*» и *N. limicola* накапливать большие количества растворимых ортофосфатов в клетках в форме нерастворимого полифосфата [1] при аэробном состоянии, а в анаэробном или аноксидном выделять их в окружающую среду. Особенностью бактерий рода *Acinetobacter* является высокая потребность в фосфоре на синтез клетки, достигающая 30–40% от массы сухого вещества микроорганизма. Для организации процесса биологического удаления фосфора из сточных вод одним из основных условий является последовательное прохождение иловой смеси анаэробно-аноксидно-оксидных зон. Поэтапное применение таких зон необходимо для создания оптимальных условий развития бактерий *Acinetobacter*, присутствующих в обычной иловой смеси в незначительном количестве и потребляющих летучие жирные кислоты (ЛЖК), образующиеся в

следствие гидролиза органического субстрата в анаэробной зоне. В бескислородных условиях *Acinetobacter* потребляют ЛЖК и преобразовывать их в запасные вещества, используя для этого энергию полифосфатных связей с выделением фосфора в ил. В аэробной зоне, запасённое в клетках органическое вещество, окисляется. Выделенная энергия используется бактериями, для поглощения ортофосфата из водной среды, преобразования его в полифосфат (для повторения цикла) и роста. Поскольку в анаэробной зоне гетеротрофные бактерии активного ила не получают достаточно субстрата для роста, использование описанного фосфатно-гликогенного цикла даёт преимущество фосфат-аккумулирующим (ФАО) бактериям и позволяет им сформировать значительную часть биомассы ила. Запасённый в клетках полифосфат выводится из сооружений с избыточным активным илом.

На сегодняшний момент в мировой практике очистки стоков имеется целый ряд технологий биологической очистки от соединений фосфора по технологиям анаэробно-аноксидно-оксидной обработки. Общая схема биологического метода представлена на рисунке 1.3. Имеется два контура циркуляции нитрифицированного активного ила. Внешний контур предполагает циркуляцию ($R_i=100\%$) в системе аэробная зона– вторичный отстойник– денитрификатор–анаэробная зона, внутренний контур ($R_i=100-300\%$) это – аэробная зона–анаэробная–аэробная зона.

1.2.2 Физико-химический метод удаления фосфора из сточной жидкости

Самым простым в реализации методом, не требующим устройства делительных сооружений, является физический метод, заключающийся в отстаивании сточной жидкости в первичных отстойниках без ввода реагентов. Эффект удаления фосфора зависит от эффекта удаления взвешенных веществ. Метод малоэффективен, так как фосфор возможно извлечь из сточной воды максимум на 10% [4].

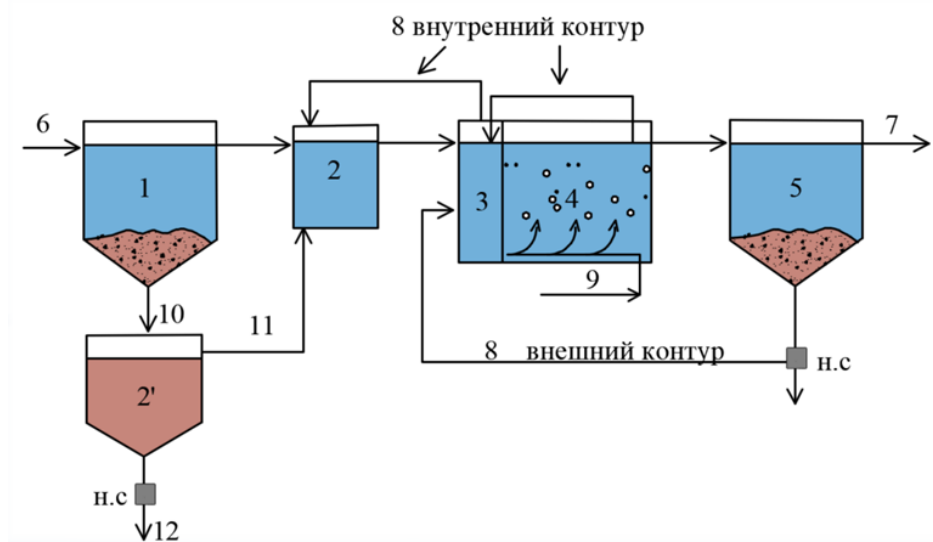


Рис. 1.3 Биологический метод удаления фосфора

- 1 – первичный отстойник; 2, 2' – анаэробная зона; 3 – бескислородная зона; 4 – аэротенк;
 5 – вторичный отстойник; 6 – исходная сточная жидкость; 7 – очищенная вода;
 8 – циркулирующий активный ил; 9 – воздух; 10 – осадок из первичного отстойника;
 11 – иловая вода; 12 – анаэробно-сброженный осадок.

Наиболее часто в отечественной и зарубежной практике используют нормальные и основные сульфаты и хлориды алюминия, а также соли железа: сульфат железа (II) и хлорид железа (III). Механизм процесса удаления фосфора состоит в химическом взаимодействии вводимых ионов алюминия, железа, кальция или магния со свободными ион-фосфатами (PO_4^{3-}), присутствующими в сточной жидкости, с образованием труднорастворимых солей ортофосфорной кислоты AlPO_4 , FePO_4 , $\text{Ca}_5\text{OH}(\text{PO}_4)_3$, MgNH_4PO_4 , CaNH_4PO_4 . Двухосновные соли ортофосфорной кислоты образуются при обязательном присутствии азота аммонийного. Основой для образования MgNH_4PO_4 в щелочной среде является соединение MgHPO_4 . Присутствующий в щелочной среде аммиак NH_3 внедряется в структуру MgHPO_4 с образованием двухосновной соли MgNH_4PO_4 . По аналогичной схеме происходит образование двухосновной соли кальция CaNH_4PO_4 . Практически все соли ортофосфорной кислоты, кроме K_3PO_4 , Na_3PO_4 , $(\text{NH}_4)_3\text{PO}_4$, нерастворимы или имеют малую растворимость[4]. Следует отметить, что при взаимодействии ортофосфата с $\text{Ca}(\text{OH})_2$ помимо образования труднорастворимого соединения $\text{Ca}_5\text{OH}(\text{PO}_4)_3$ образуется струвит $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Такая соль является побочным продуктом при производстве

азотно-туковых удобрений и относиться к низкосортному минеральному удобрению из-за небольшого содержания фосфатов. Известно, что это удобрение применяется в основном для максимального наращивания зеленой массы. Для снижения стоимости эксплуатационных затрат и достижения высокого эффекта очистки целесообразно использование извести. Полученный осадок с содержанием ортофосфатов магния и кальция может использоваться в качестве низкосортного органоминерального удобрения. К недостаткам применения извести на разных этапах очистки (как биологически очищенной сточной жидкости, так и внутриводоочисточных возвратных потоков) относятся большой объём осадка, из-за большой дозы вводимого реагента (до 350–450 мг/л) [6] для обеспечения рН более 10 [10], который требуется утилизировать, а также при сбросе доочищенных стоков требуется снижение рН до 8,5, что требует строительство карбонизаторов. Рассмотрим технологическую схему с использованием вышеперечисленных реагентов, вводимых на разных стадиях очистки, изображенную на рисунке 1.4. Физико-химическая очистка стоков, показывает, что процесс осаждения фосфора может осуществляться на различных стадиях очистки сточной жидкости.

Рассмотрим поэтапно каждый из реагентов (рисунок 1.4). Благодаря вводу СаО на стадии первичного отстаивания повышается эффективность работы отстойников; снижается нагрузка на сооружения биологической очистки; за счёт коагуляционных и сорбционных процессов дополнительно удаляются нефтепродукты, ионы тяжелых металлов и другие вещества; снижается запах и патогенность; образующийся осадок содержит большое количество органических и минеральных веществ, что позволяет использовать данный осадок в качестве гуминового удобрения. Для повышения эффекта осветления по взвешенным веществам до 70–75% и по БПК до 40–50% одновременно с вводом реагента может вводиться флокулянт дозой 0,5–1 г/л.

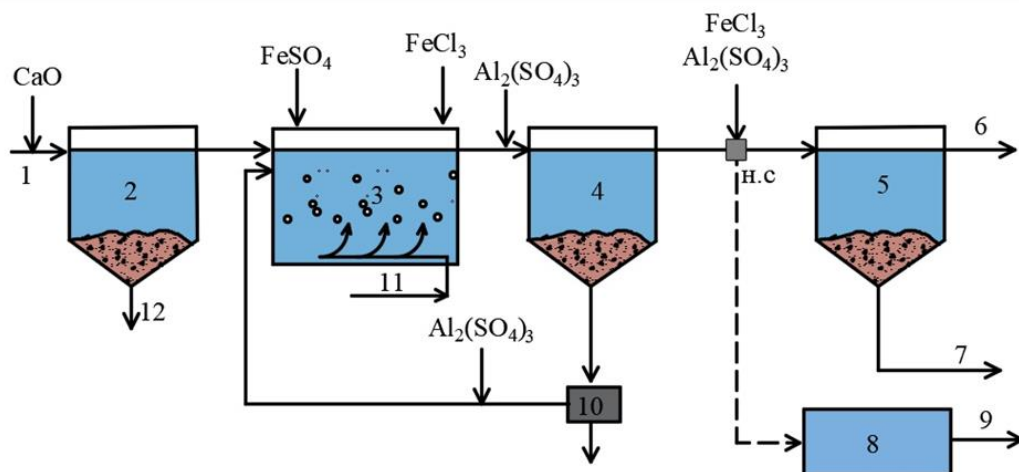


Рис. 1.4 Физико-химический метод удаления фосфора

1 – исходная сточная жидкость; 2 – первичный отстойник; 3 – аэротенк; 4 – вторичный отстойник; 5 – третичный отстойник; 6 – очищенная вода; 7 – кристаллический осадок, органоминеральный на обезвоживание; 8 – фильтр; 9 – очищенная вода; 10 – осадок, содержащий кристаллы ортофосфорной кислоты; 11 – воздух; 12 – осадок из первичного отстойника.

Существенным недостатком схемы для предварительного удаления фосфора является образование больших объёмов осадка (смесь сырого осадка с химическим). При несвоевременной выгрузки осадка он чрезмерно уплотняется, что создает сложности при его удалении. Возможна дестабилизация работы аэротенков. В биологической системе, работающей с повышенной концентрацией азота аммонийного в режиме нитрификации и денитрификации, образуется достаточно количество азотной кислоты, способной нейтрализовать щелочную среду поступающих в аэротенки осветленных стоков. Это обусловлено тем, что для нормального протекания процессов биологической очистки в аэротенке концентрация фосфатов не должна быть ниже 1,5–2 мг/л. Острый дефицит этого биогенного элемента обязательно спровоцирует процесс «вспухания» активного ила [6,7] и его массовый вынос из вторичных отстойников.

Следующая технология применения реагентов – симультанное осаждение. Реагент возможно вводить как в начало и в конец аэротенка, так и в поток циркулирующего активного ила. Качество очищенной воды по фосфору, помимо дозы реагента и его вида, зависит от содержания взвешенных веществ в

очищенной воде после вторичных отстойников. Так, при введении в аэротенк 20–25 мг/л реагента по Fe_2O_3 , либо 15–17 мг/л по Al_2O_3 достигается удаление общего фосфора на 75–80% при остаточном содержании взвешенных веществ 10–15 мг/л. При более высоких концентрациях взвеси в очищенной воде (до 40 мг/л) снижение фосфора в среднем составляет не более 60%. Заметное влияние содержания взвешенных веществ на эффективность удаления фосфора связано со значительным содержанием фосфора во взвешенных веществах. Введение реагента на стадии биологической очистки может, как интенсифицировать биологический процесс, так и затормозить. При вводе реагентов на стадии биологической очистки возникает ряд проблем: кристаллы прочно закрепляются на аэраторах, запорной арматуре. Зачастую, удаление данных отложений производится не только вручную, но требует дополнительного термического воздействия. За счет абразивного действия кристаллов (по твёрдости кристаллы ортофосфорной кислоты близки к твердости песка) резко сокращая срок их службы оборудования (насосы, мешалки и т.п.) и увеличивая таким образом эксплуатационные затраты.

При использовании солей трёхвалентного железа возможна их подача как перед вторичными отстойниками, так и в аэротенки. Однако при введении солей железа перед вторичными отстойниками наблюдается повышенное содержание ионов железа в биологически очищенной сточной жидкости, превышающее допустимые значения для сброса в водоёмы (для водоемов рыбо-хозяйственного назначения концентрация общего железа не должна превышать 0,1 мг/л, для водоёмов культурно-бытового назначения – 0,3 мг/л). Также при введении реагента перед вторичными отстойниками следует тщательно измерять расход циркулирующего активного ила, в противном случае будет происходить дополнительный вынос ионов железа с очищенной водой [9]. Объясняется это тем, что при постоянной циркуляции или в системе, железо не выводится полностью, а постепенно накапливается. Поэтому введение реагента перед вторичными отстойниками рекомендуется осуществлять либо в комплексе с

микрофильтрами и зернистыми фильтрами, либо после подачи реагента дополнительно вводить флокулянт.

Возможен ввод реагентов в схеме с зернистыми фильтрами. Такая схема позволяет обеспечить высокое качество очищаемого стока и меньшее количество реагента по сравнению с предыдущими схемами. Но при форсированном режиме фильтрации возможен быстрый вынос с очищенной водой отложений из фильтрующей загрузки. Сброс в камеру гашения напора очистных сооружений промывной воды, содержащей кристаллы ортофосфорной кислоты, создаёт дополнительную нагрузку на сооружения. Фильтр позволяет снизить фосфор до 60%. Для увеличения эффекта снижения фосфора до 90% предусматривается ввод коагулянта в количестве 5–6 мг/л по Al_2O_3 [3]. Недостатками технологии доочистки сточной жидкости являются: увеличение капитальных затрат на строительство дополнительных сооружений, и эксплуатационных затрат, вследствие необходимости периодической промывки фильтров регенерационными растворами и периодической замены фильтрующей загрузки. При сбросе промывных вод в голову сооружений не решается проблема удаления фосфора; промывную воду следует также очищать от фосфора, что увеличивает капитальные и эксплуатационные затраты.

1.2.3 Комбинированный метод удаления фосфора из сточной жидкости

Среди известных методов удаления из сточной жидкости соединений фосфора привлекателен комбинированный метод (рисунок 1.5), основанный на биологических и физико-химических методах, которые описаны выше.

Комбинированный метод [6] основан на способности живой клетки в анаэробных условиях выделять в окружающую среду фосфор. По этой схеме сточная жидкость проходит полную биологическую очистку, а иловая смесь направляется в илоуплотнители (дефосфотизаторы). Перед подачей в дефосфотизатор в активный ил вводят уксусную кислоту или иловую воду ацидофикатора при его наличии. Это позволяет в короткий срок погрузить аэробную систему в анаэробную, что позволяет снизить объемы сооружений.

активный ил из вторичных отстойников подаётся в илоуплотнитель-дефосфотизатор. В уплотнителе-дефосфотизаторе благодаря длительному нахождению (5–24 часа) протекают два процесса: уплотнение и высвобождение фосфора из клеток активного ила.

Процесс дефосфатирования сопровождается выделением из живых клеток бактерий в окружающую среду ион-фосфатов (PO_4^{3-}). Для интенсификации процесса в уплотнитель-дефосфотизатор возможен ввод питательного субстрата в виде кислот карбонового ряда, например, уксусной. Иловая вода, обогащенная ионами PO_4^{3-} поступает в камеру реакции, куда вводится реагент (известь) и воздух. Известь вводят в количестве 350–450 мг/л для повышения рН иловой воды до 10,5–11. При таких значениях возможно практически 100% связывания свободных PO_4^{3-} в труднорастворимые соли кальция или магния. Перемешивание воздухом необходимо как для смешения реагентов со сточной жидкостью, так и создания благоприятных условий для протекания процессов кристаллизации труднорастворимых солей кальция $\text{Ca}_5\text{OH}(\text{PO}_4)_3$ или магния $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Из камеры реакции иловая вода, обогащённая ионами PO_4^{3-} с известью поступает в отстойник физико-химической очистки, в котором происходит осаждение кристаллов и частиц активного ила, которые могут выноситься из илоуплотнителя.

Так как расход возвращаемой в приемную камеру ОСК иловой воды невелик, ее нейтрализация стоков не требуется.

Уплотнённый активный ил, обеднённый ионами PO_4^{3-} выгружается из илоуплотнителя-дефосфотизатора. Большая его часть, а именно, циркулирующий активный ил, возвращается в аэротенк, где начинает «жадно» поглощать фосфор из сточной жидкости, а избыточный уплотнённый активный ил направляется на обработку, после которой может использоваться в сельском хозяйстве.

Установлено, что применение комбинированного метода удаления фосфора из сточной жидкости позволяет снизить концентрацию фосфора в среднем на 93–95%, резко снизить эксплуатационные затраты за счёт

сокращения количества расходуемых реагентов и объёма образующегося осадка, а также исключить затраты на размещение осадка на специализированном полигоне, так как образующийся осадок можно использоваться в качестве органоминерального удобрения при достаточном содержании в нем биогенных элементов. К достоинствам метода можно отнести: экологичность, стабильность и высокий эффект очистки (до 95% по фосфору), возможность применения на ОСК любой производительности.

1.3 Зарубежной опыт очистки сточной жидкости от фосфора

Не только на территории Российской Федерации возникают проблемы с удалением биогенных элементов из сточной жидкости, которые вызывают цветение водоёмов, но и за рубежом сталкиваются с данной проблемой. На примере немецких очистных сооружений канализации [13-15] будет рассмотрено, как решается вопрос с удалением биогенных элементов на разных стадиях очистки сточной жидкости.

Очистные сооружения канализации города Берлина «Klärwerk Ruhleben» введены в эксплуатацию в 1963 году. Станция имеет производительность 247000 м³/сут, максимальная производительность в период паводков 600000 м³/сут. На рисунке 1.6 видны этапы строительства данного комплекса.

Согласно принятой схеме [13] сточные воды проходят три этапа очистки: механическую, биологическую, обработку осадка. На первом этапе (механическая очистка) сточная жидкость первым делом через три трубы попадают во впускную камеру, откуда уже по шести каналам направляются в устройство по сбору мусора (стержневая решетка), а далее в песколовку. Уровень воды в песколовке варьируется от одного до двух метров, в зависимости от гидравлической нагрузки. Скорость потока составляет 0,3 м/с. Осевший песок скребком против направления потока сточных вод выталкивается в бункер. Первичное отстаивание происходит в 16 прямоугольных отстойниках.

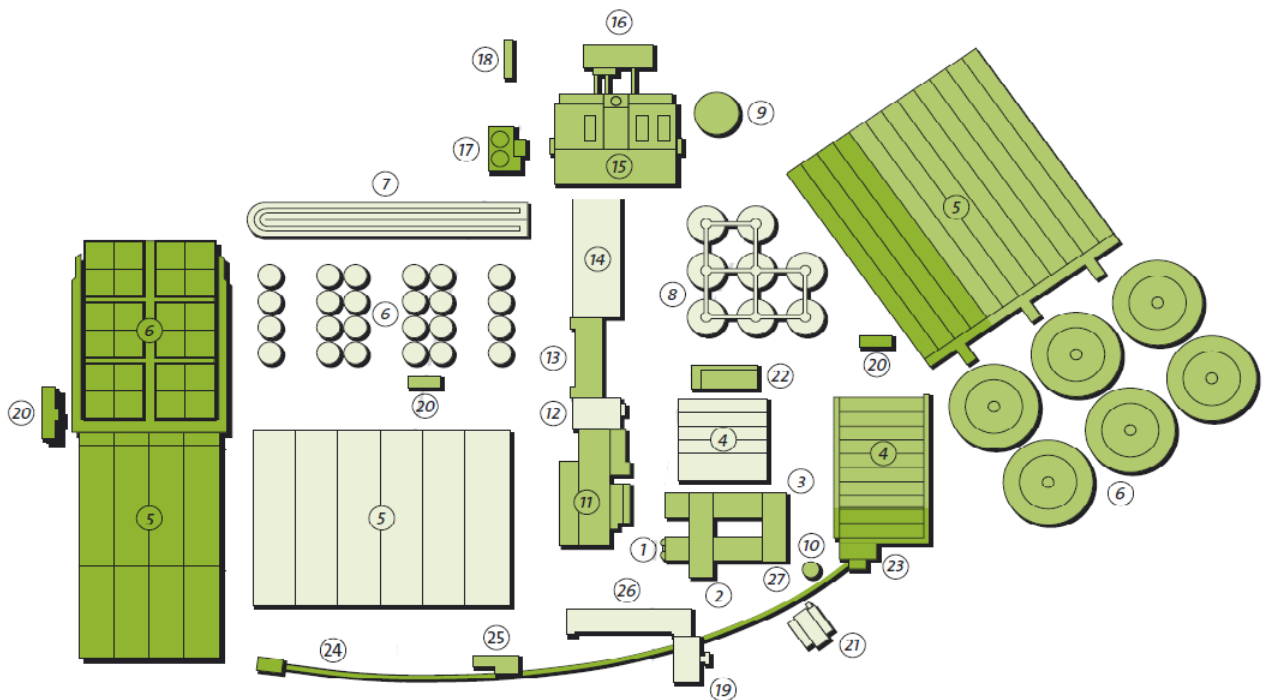


Рис.1.6 План очистных сооружений канализации города Берлина

- 1 – впускная система; 2 – устройство по сбору твердого мусора; 3 – песколовка;
 4 – отстойники; 5 – нитрификатор-денитрификатор; 6 – отстойники; 7 – закрытая контактная линия хлора; 8 – буфер смешанного ила; 9 – расширительный бак для смешенного ила; 10 – резервуар для воды; 11 – механический цех I (машинное отделение);
 12 – административное здание; 13 – промежуточное здание; 14 – административное здание;
 15 – механический цех III; 16 – механический цех IV; 17 – нефтяной резервуар;
 18 – станция осадков; 19 – предприятие; 20 – насоно-воздуходувная станция;
 21 – канализационная насосная станция; 22 – коллекторная насосная станция;
 23 – канализационный лифт; 24 – трубный канал; 25 – подстанция; 26 – лаборатория;
 27 – насосная станция чистой воды.

В сухую погоду среднее время пребывания составляет около 1,8 часа. Осадок выталкивается в воронку для шлама ленточными скребками против направления потока сточной жидкости и перекачивается на обработку. Плавающие включения, жиры, удаляются лопастным механизмом.

Далее осветлённая сточная жидкость поступает на второй этап очистки (биологический), распределение стоков осуществляется таким образом, чтобы объем загрузки был одинаковым во всех аэротенках. Так как на очистных сооружениях канализации г. Берлина предписанное содержание общего фосфора не должно превышать 0,5 мг/л, а содержание азота в канализации ОСК должно быть снижено до 5 мг/л, для неорганического азота до 13 мг/л, для

биологической очистки предусмотрен нитрификатор-денитрификатор (рисунок 1.7). В начале расположена бескислородная зона, так как при биологическом удалении соединений фосфора микроорганизмы должны сначала активироваться. Поэтому в обогащенной кислородом зоне (аэробной) они поглощают более 90% фосфатов. Чтобы достичь предписанных концентраций азотных соединений на выходе из установки, на последующих этапах процесса создаются условия жизни для нитрифицирующих и денитрифицирующих микроорганизмов. Аммоний в сточных водах окисляется до нитратов и нитритов. В бескислородной зоне, в которой присутствует связанный кислород, нитраты и нитриты восстанавливаются до молекулярного азота (денитрификация). Чтобы достичь степени восстановления нитратов и нитритов почти на 80%, степень циркуляции активного ила принимается равной 3-4.

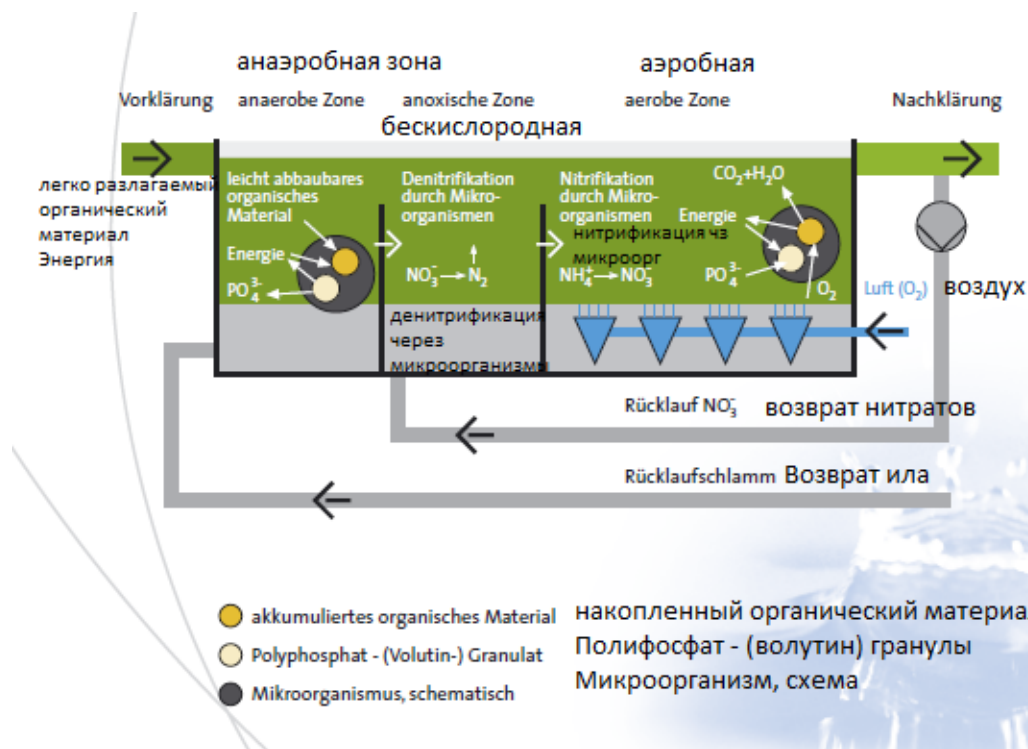


Рис.1.7 Принципиальная схема нитрификатора-денитрификатора

Время пребывания сточных вод в аэротенке в общей сложности в сухую погоду составляет 18 часов (3 часа в анаэробной, 6 часов в бескислородной зоне, 9 часов в аэробной зонах).

Общий полезный объем делится на три зоны в соотношении 2: 3: 5. Каждая зоны отделена друг от друга поперечными стенками. Анаэробная зона построена в виде каскада с четырьмя резервуарами в каждом, каждый резервуар имеет мешалку, которая обеспечивает интенсивное перемешивание иловой смеси. В бескислородной зоне иловая смесь циркулирует горизонтальными мешалками. Аэробная зона соответствует обычной конструкции аэротенка. Аэрации сточной жидкости принята мелкопузырчатая. Интенсивность аэрации постепенно уменьшается к концу аэротенка. В конце аэробной зоны предусмотрена небольшая зона дегазации, которая выполнена по всей ширине аэротенка. Это обеспечивает отсутствие попадания пузырьков газа вместе со смесью сточных вод и шлама во вторичный отстойник. Это улучшает процесс отстаивания иловой смеси. Избыточный активный ил удаляется из биологической системы периодически. Большая часть газово-пузырьковой и бескислородной водно-иловой смеси возвращается из этой зоны в начало бескислородной зоны для обеспечения денитрификации. Если требуемое значение для фосфора не достигается биологическим удалением фосфора, также возможно одновременное осаждение хлоридом железа (II). Хлорид железа (II), подаваемый в жидкой форме, доставляется из резервуара для хранения насосами по кольцевой линии к дозирующим станциям, которые назначены отдельным резервуарам для активации. Оттуда раствор дозируется в аэротенк.

После нитрификатора-денитрификатора сточная жидкость попадает в отстойники. Особенностью данного комплекса является наличие трех различных типов отстойников. 24 отстойника типа Дортмунда (рисунок 1.8,6), диаметром 12,5 м, с вертикальным движением сточной жидкости. Они имеют цилиндрическую форму в верхней части и коническую воронку для сбора осадка. Шесть радиальных отстойников диаметром 50,4 м, с горизонтальным потоком (рисунок 1.8,6). А также 24 вертикальных отстойника (рисунок 1.8,6) прямоугольной формы. Осажденный ил сгребается в каждом отстойнике с помощью скребка с поворотным рычагом, который прижимается к внешним краям отстойника и откачивается в центральную воронку для ила. Чистая вода

отводится через перфорированные трубы на 50 см ниже поверхности воды. Наконец последним этапом является обработка осадка, которая проводится с 1985 года в два этапа: механическое обезвоживание и сжигание. Весь шлам от очистки сточных вод отводится из первичных отстойников и перекачивается на установку для обработки ила. Вода извлекается из шлама, тем самым уменьшая объем. Органические компоненты обезвоженного осадка сжигаются. Ежедневно производится около 3000 м³ смешанного ила с сухим остатком от 3 до 3,5%. Это соответствует сухому веществу около 100 тонн. Это включает в себя фосфатный шлам с водоочистой станции Тегель и железо-марганцевый шлам с гидротехнических сооружений. Обезвоженный осадок с других очистных сооружений в Берлине также используется. Система обработки осадка уменьшает объем смешанного осадка до минимально возможного остаточного продукта - золы. Обработка ила включает три параллельно рабочие технологические линии:

- обезвоживание с помощью центрифуг (рисунок 1.8,9),
- сжигание в печах с кипящим слоем (рисунок 1.8,11),
- рекуперация энергии в котлах-утилизаторах (рисунок 1.8,12),

Каждая из трех линий работает параллельно и имеет две центрифуги. Смешанный шлам химически кондиционируется, когда он поступает в центрифугу с полиэлектролитическими флокулянтами. Достижимый сухой остаток составляет от 24 до 30%. Фугат с концентрацией сухого вещества менее 0,1% проходит через сборный резервуар к насосам и откачивается оттуда обратно в канализационную установку. Обезвоженный ил из двух центрифуг попадает в бункер для осадка, который находится выше по потоку от каждой из трех линий сжигания.

Два насоса (эксцентрикковые винтовые насосы) транспортируют осадок через 40-метровый трубопровод до четырех точек подачи (4 пункта отправления) на печь с кипящим слоем. Скорость подачи шламовых насосов можно регулировать в диапазоне 0-20 м³ / ч, давление подачи - 10-30 бар.

Давление подачи может быть значительно снижено путем впрыскивания небольших количеств смазочного материала (например, технологической воды).

Каждая из трех печей с кипящим слоем (рисунок 1.8,11) имеет максимальную мощность обжига 13 МВт или 47 ГДж/ч. В каждой печи можно сжечь максимум 3,7 т/ сухого вещества. Это примерно 15 т/ч осадка с 25% сухого остатка, что соответствует максимальной производительности системы. Для оптимального сгорания органических компонентов и нейтрализации запаха, минимальная температура 850 ° С в верхней части печи должна соблюдаться как законное требование. Это достигается путем добавления масла для подогрева через камеру предварительного сгорания или через масляные трубки непосредственно в псевдоожиженный слой. Воздух для горения, подаваемый вихревой воздуходувкой, предварительно нагревается до температуры около 420 ° С в котле-утилизаторе (рисунок 1.8,12) и дополнительно нагревается до максимальной температуры 800 ° С в камере предварительного сжигания путем сжигания мазута, как требуется, и подается в воздушную камеру. Воздух для горения удерживает слой кварцевого песка в воздухе на высоте 35 т над дном сопла.

Шламовый осадок вводится в псевдоожиженный слой с помощью фурм (температура кипящего слоя около 750 ° С). Вихревой кварцевый песок размалывает шлам, поэтому для сжигания доступна очень большая площадь поверхности. Газы остаются в камере сгорания в течение четырех секунд при максимальной мощности. Для того чтобы система и ее окружение были свободны от запахов, воздух для горения извлекается главным образом из областей с запахами.

Дымовые газы выходят из печи с кипящим слоем при температуре 850-870 ° С. В котле-утилизаторе энергия передается через теплообменники и, в основном, используется для генерации пара и предварительного нагрева воздуха для горения (подогреватель воздуха), и питательной воды котла (экономайзер). Пар используется для выработки электрической энергии и для подачи сжатого воздуха. Поверхности нагрева очищаются от воздуходувок. Весь

мусоросжигатель работает в отрицательном давлении. Вакуум создается вентилятором дымовых газов и предназначен для предотвращения попадания пыли в здание (загрязнение здания пылью). Топочные газы, охлажденные до 170-210 ° С в котле-утилизаторе, извлекаются с помощью нагнетателя дымовых газов с регулируемой скоростью, поток через электростатический фильтр, назначенный соответствующей линии сгорания, и - после прохождения через скруббер дымовых газов (рисунок 1.8,14) - выбрасывается в атмосферу через дымовую трубу высотой 96 м.

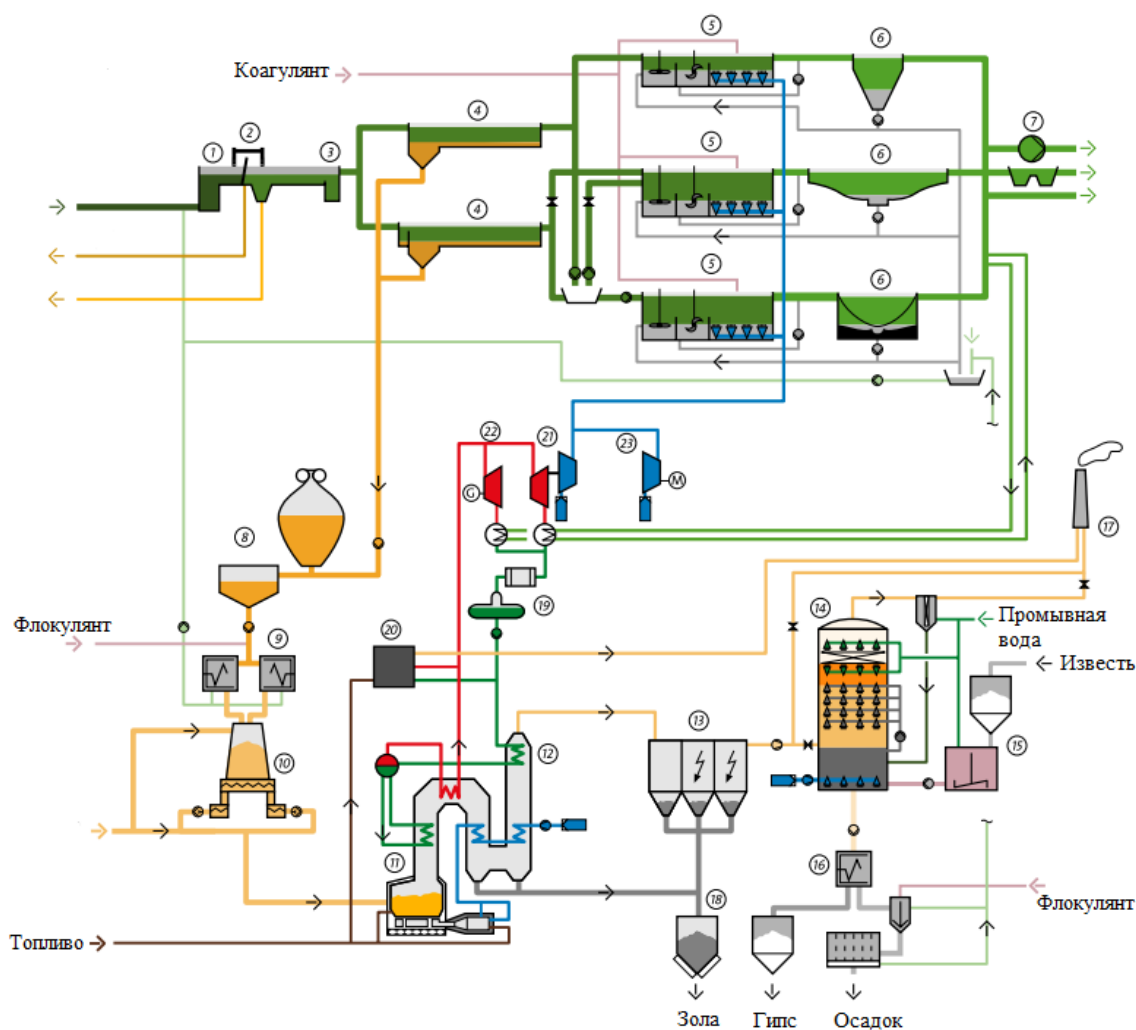


Рис.1.8 Технологическая схема очистных сооружений канализации

- 1 – впускная система; 2 – устройство по сбору твердого мусора; 3 – песколовка; 4 – отстойники; 5 – нитрификатор-денитрификатор; 6 – отстойники; 7 – насосная станция чистой воды; 8 – компенсация смешанного ила; 9 – обезвоживание осадка; 10 – бункер; 11 – печь с кипящим слоем; 12 – котел-утилизатор; 13 – электрогазоочистка; 14 – скруббер; 15 – приготовление суспензии; 16 – гипсовый дренаж; 17 – отвод дымовых газов; 18 – зольный бункер; 19 – конденсатная обработка; 20 – аварийные котлы; 21 – турбинная компрессорная система; 22 – турбогенераторная система; 23 – электрическая компрессорная система.

Как уже было сказано ранее осадки, образовавшиеся из первичного отстойника и избыточный активный ил, обезвоживаются на центрифугах [13-15]. Фугат центрифуг составляет 1% от расхода сточных вод и содержит 200 мг/л общего фосфора. Для снижения концентрации общего фосфора в возвратных потоках на ОСК г.Берлина используют технологическую схему с добавлением солей магния (рисунок 1.9) и кальция (рисунок 1.10).

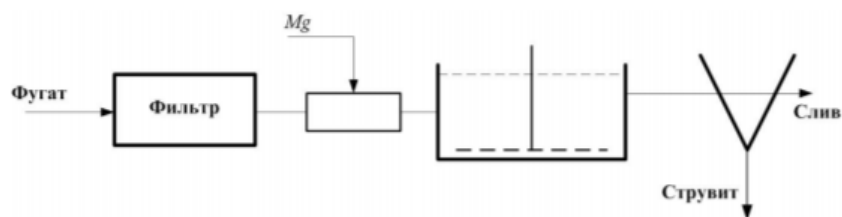


Рис.1.9 Технологическая схема удаления фосфора на ОСК г.Берлина с использованием солей магния

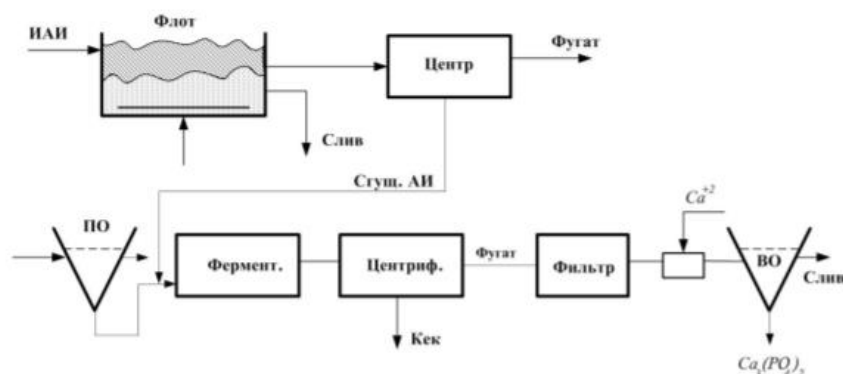


Рис.1.10 Технологическая схема удаления фосфора на ОСК г.Берлина с использованием солей кальция

Главной проблемой, которая возникает при применении данных схем это отложение твердых кристаллических веществ в центрифугах, соединительных трубопроводах и насосных станциях. Решить данную проблему можно только механическим воздействием с применением специального оборудования. Также если фосфор удаляется с магнием или кальцием, то для денитрификации необходим органический субстрат, который в схеме с удалением с помощью

солей кальция (рисунок 1.10) извлекается из сгущённого активного ила и сырого осадка путем ферментации этих продуктов.

Приведенные схемы имеют ряд проблем, особенно если в узле обработки осадков присутствует метантенк (при применении в схемах метантенка, в возвратной иловой воде образуются вторичные загрязнения) [14,15], как в вышеприведённом примере ОСК г.Берлина. Так для удаления фосфора нужно применять введение такого реагента, как хлорное железо (FeCl_3) или же известь (CaOH), но известь является менее эффективным реагентом. Для одновременного удаления азота и фосфора используют соли магния (MgCl_2), в ходе кристаллизации магниево-фосфатного соединения происходит захват иона аммония. Эффективность удаления азота при этом не высока.

2. ЦЕЛИ, ЗАДАЧИ И МЕТОДИКА ИССЛЕДОВАНИЙ

2.1 Цель и задачи исследований

Цель научно-исследовательской работы – совершенствование и разработка технологических схем удаления фосфора из сточной жидкости

Задачи исследований:

- выполнить литературный обзор по теме диссертации;
- выявить места выделения фосфора из сточной жидкости на стадии: уплотнения избыточного активного ила, аэробной стабилизации избыточного активного ила, обезвоживания осадка на центрифугах;
- определить влияние реагентов на степень удаления фосфора из сточной жидкости: подбор оптимальной дозы хлорида кальция (CaCl_2), хлорида магния (MgCl_2), гидроксида натрия (NaOH);
- определить степень высвобождения фосфора из сточной жидкости при изменении её температуры;
- изучить влияние процесса анаэробного сбраживания смеси сырого осадка и избыточного активного ила на степень высвобождения фосфора;
- провести обследование технического состояния ОСК г. Болотное, с целью разработки рекомендаций по их строительству или реконструкции.

Практическая значимость:

- результаты работы могут использоваться для разработки технологических схем ОСК расположенных в любой местности и любой производительности, в том числе для г. Болотное.

2.2 Методика проведения исследований

Данные исследования были проведены в лаборатории кафедры водоснабжения и водоотведения в 4 этапа: 1 этап – изучение влияния центрифугирования на процесс выделения фосфора из уплотненного активного ила и сырого осадка; 2 этап – определение оптимальной дозы хлорида кальция (CaCl_2), хлорида магния (MgCl_2) и гидроксида натрия (NaOH) для удаления фосфора из сточной жидкости; 3 этап – определение влияния температуры

сточной жидкости на степень высвобождения фосфором; 4 этап – моделирование процесса анаэробного сбраживания при мезофильном режиме. Все исследования были проведены на натуральных стоках и осадках, привезенных с ОСК г. Новосибирска. Для первого, третьего и четвертого этапа отбирался сырой осадок и активный ил, а для второго – иловая вода. Все измерения проводились на приборах и оборудовании кафедры «водоснабжение и водоотведение»

2.3 Показатели сточной жидкости

pH – водородный показатель, который существенно влияет на процессы очистки сточной жидкости. В норме от 6,5-8,5.

Температура сточной жидкости – один из важнейших показателей, она оказывает огромное влияние на эффективность очистки стоков, особенно на сооружениях биологической очистки.

БПК – показатель биохимического потребления кислорода. Данный показатель отображает количество растворенного кислорода, которое необходимо для окисления бактериями загрязняющих органических веществ в заданном объеме воды.

БПК_{полн} – количество кислорода, которое требуется для окисления органических примесей до начала процессов нитрификации. Количество кислорода, расходуемое для окисления аммонийного азота до нитритов и нитратов, при определении БПК не учитывается. Для бытовых сточных вод (без существенной примеси производственных) определяют БПК₂₀, считая, что эта величина близка к БПК_{полн}. Отношение величин БПК_{полн} и ХПК характеризует способность примесей сточных вод к биохимическому окислению. Для сточных вод, прошедших биологическую очистку, соотношение величин БПК_{полн} и ХПК существенно уменьшается, что свидетельствует об удалении биологически окисляемых веществ. ХПК - показатель химического потребления кислорода. Он характеризует общее содержание в воде органических и минеральных окисленных веществ.

Фосфаты – биогенный элемент, который содержится и в нерастворенном состоянии, в виде взвешенных в воде труднорастворимых соединений, включая природные минералы. А также в виде белковых, органических фосфорсодержащих соединений - это остатки умерших организмов и растворенный PO_4^{3-} . Этот элемент является необходимым элементом для метаболизма, однако его избыток приводит к быстрой эвтрофикации водоемов.

Азот – один из основных элементов химического анализа, также, как и фосфор является необходимым элементом питания живой клетки. Азот в виде органических и неорганических соединений представлен в сточных водах. Органическая часть азота чаще всего находится в виде частиц органического происхождения, а неорганический азот в виде аммонийного азота, а также окисленных форм (NO_2^- и NO_3^-).

Хлориды – элемент, концентрация которого практически остается неизменной на протяжении всего процесса очистки на ОСК. Этот показатель определяет правильность отбора пробы.

2.4 Приборы и оборудование рН-метр «Нитрон»

На каждом этапе исследований как минимум дважды измерялись рН и температура сточной жидкости и осадков, в начале эксперимента и после проведения всех операций.

рН-метр-термометр Нитрон-рН (рисунок 2.1) предназначен для измерения активности ионов водорода (рН), окислительно-восстановительного потенциала Eh и температуры водных растворов. Принцип работы прибора основан на применении метода прямой потенциометрии.

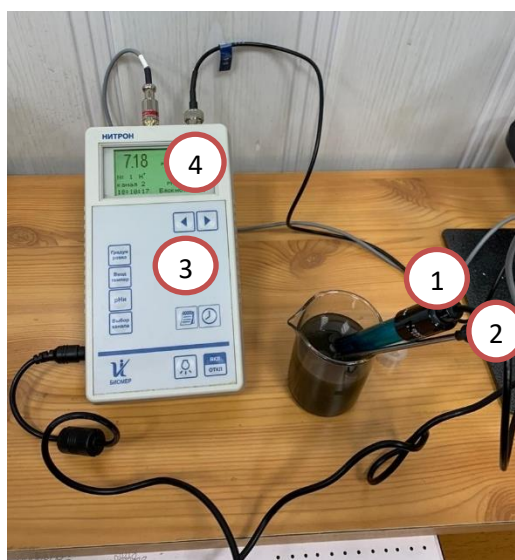


Рис. 2.1 рН метр «Нитрон»
1 – электрод; 2 – термометр; 3 – корпус; 4 – дисплей

Технические характеристики рН – метра «Нитрон»:

- диапазон (рН): 0 - +14;
- погрешность прибора (рН): $\pm 0,02$;
- диапазон (температура): 0...100 °С;
- погрешность прибора (температура): $\pm 0,3$ (0 - 75 °С), $\pm 0,5$ (75 - 100 °С);

Перемешивающее устройство ПЭ-6500

С помощью данного устройство на втором этапе исследований перемешивалась исходная сточная жидкость и реагент. Перемешивание осуществлялось в течение 20 минут, так как это то время, за которое происходит реакция. Если же принять время перемешивания 30 минут, то при устройстве камеры реакции — это будет экономически не выгодно.

Перемешивающее устройство (рисунок 2.2) может эксплуатироваться в помещениях при температуре окружающей среды от 10 до 35°С и относительной влажности воздуха не более 80%, а также при более низких температурах без конденсации влаги.

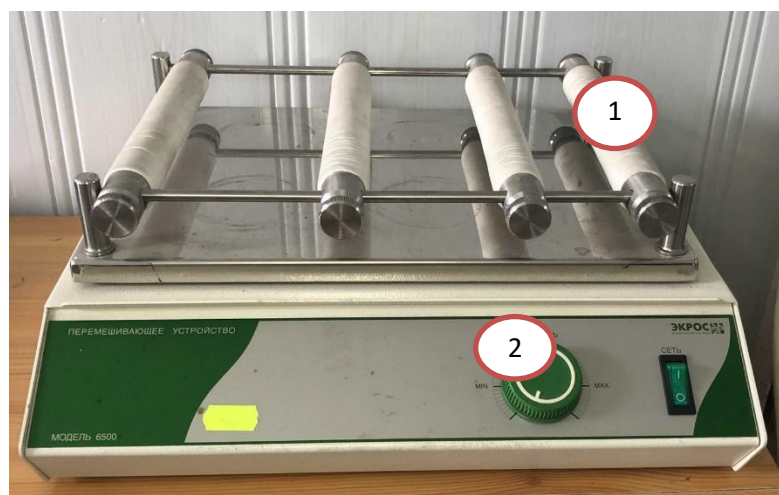


Рис. 2.2 Перемешивающее устройство ПЭ-6500
1 – держатели; 2 – регулятор скорости

Порядок работы с перемешивающим устройством:

1. Подключить перемешивающее устройство к сети.
2. Установить на платформе и зафиксировать прижимными роликами подготовленные сосуды.
3. Вывести ручку регулировки частоты колебания платформы в крайнее левое положение «min».
4. Включить тумблер «Сеть».
5. Ручкой регулировки частоты колебаний платформы плавным вращением установить требуемую частоту.
6. По окончании работы эту ручку плавно вывести в крайнее левое положение «min».
7. Выключить тумблер «Сеть».

Центрифуги лабораторные

Лабораторные центрифуги СМ – 50 и ОПН – 3М использовались на первом этапе исследований, для обезвоживания сырого осадка и избыточного активного ила.

Центрифуги лабораторные СМ-50 (рисунок 2.3) и ОПН-3М (рисунок 2.4) - переносные лабораторные центрифуги периодического действия с частотой вращения до 4000 об. /мин (СМ-50) и до 2700 об. /мин (ОПН-3М). Они

предназначены для разделения неоднородных жидких систем на фракции плотностью не более 2 г/см. куб. в поле центробежных сил.

Принцип действия: с помощью электродвигателя происходит вращение пробиркодержателя (ротора) и создаются центробежные силы. При вращении пробирки переходят в горизонтальное положение, позволяющее добиться чёткого горизонтального разделения, что удобно для дальнейшего отбора фракций жидкости.

Технические характеристики:

Центрифуги эксплуатируются в закрытых помещениях с искусственно регулируемые климатическими условиями при температуре окружающего воздуха от +10 до +35°C и относительной влажности до 80%.

Максимальный объем центрифугата – 150 мл. Допустимое приведенное отклонение частоты вращения от максимальной рабочей частоты вращения не более ($\pm 5\%$).

Центрифуги обеспечивают задание времени центрифугирования от 0 до 99 минут с дискретностью 1 мин. Время установления рабочего режима и время торможения – не более 3 минут.



Рис. 2.3 Центрифуга CM – 50

- 1 – кнопки регулировки времени; 2 – кнопка регулировки скорости вращения центрифуги; 3 – кнопка переключения показаний единиц измерения; 4 – кнопка «старт»; 5 – кнопка «открыть»; 6 – кнопка «пауза»; 7 – ротор с крышкой



Рис.2.4 Центрифуга ОПН – 3М

1–показатель времени; 2–показатель скорости; 3–корпус; 4–ротор с крышкой.

Фотоэлектроколориметр КФК – 3

Данный прибор (рисунок 2.5) использовался на втором этапе исследований, при измерении концентрации фосфатов. Метод анализа основан на поглощении полихроматического излучения, т. е. пучка лучей с близкими длинами волны в видимой области спектра.

Метод основан на пропорциональной зависимости между светопоглощением и концентрацией определяемых веществ в соответствии с законом Бугера-Ламберта-Бера:

$$D = \lg \frac{I_0}{I} = \varepsilon cl, \quad (1)$$

где I_0 - интенсивность падающего света (квант с-1),

I - интенсивность света, прошедшего через раствор или пленку образца,

D - поглощение раствора (безразмерная величина) или оптическая плотность, или экстинкция,

ε - коэффициент молярной экстинкции, отнесенной к единице толщины поглощающего слоя (1см) и единице концентрации исследуемого раствора $c=1$ моль/л,

l - толщина поглощающего слоя.

Коэффициент экстинкции ε является постоянной величиной для данного соединения при данной длине волны. Измерив оптическую плотность D , из соотношения $D = \varepsilon cl$ можно найти концентрацию поглощающего вещества.

Образцы, используемые в абсорбционной спектроскопии в УФ и видимой областях – это, как правило, разбавленные растворы. Диапазон концентраций, которые можно определить, зависит от молярного коэффициента экстинкции исследуемого вещества, максимальное значение которого составляет $\sim 10^5$ (измерения следует проводить при длине волны, соответствующей максимуму в спектре поглощения). Для получения достоверных результатов измеряемая оптическая плотность должна находиться в диапазоне 0,01–2. При толщине поглощающего слоя в 1 см это соответствует концентрации 10–8 М. Обычно в рабочей области (области линейности) измерений концентрация может изменяться, по меньшей мере, в 100 раз. Селективно подбирая длину волны, отвечающую максимуму поглощения вещества, можно исключить влияние матрицы (растворителя). Измерения оптической плотности непродолжительны, что позволяет определять с их помощью скорости реакций. Если исследуется смесь нескольких поглощающих веществ, то концентрацию каждого из них определяют, проводя измерения при длинах волн, отвечающих максимумам поглощения этих веществ.



Рис. 2.5 Фотоэлектроколориметр КФК – 3
1–дисплей; 2–клавиатура; 3–корпус; 4–ячейка для кюветов

Цифровой терморектор LT 200

Терморектор (рисунок 2.6) используется для измерения ХПК, общего азота и фосфора. В данной работе этим прибором измерялось ХПК на третьем и четвертом этапе исследований. Фотометрическая погрешность прибора составляет $\pm 1\%$ (0,5...2,0 Abs) или $\pm 0,005$ А (0,0...0,5 Abs).

Прибор имеет ряд достоинств: простота управления прибором; компактный дизайн, позволяющий расположить анализатор в любой лаборатории; экономичность применяемого метода определения ХПК; функция автоматического выключения анализатора по завершении программы; возможность выбора варианта модели с оптимальным для имеющихся задач блоком из анодированного алюминия для пробирок нужного размера.

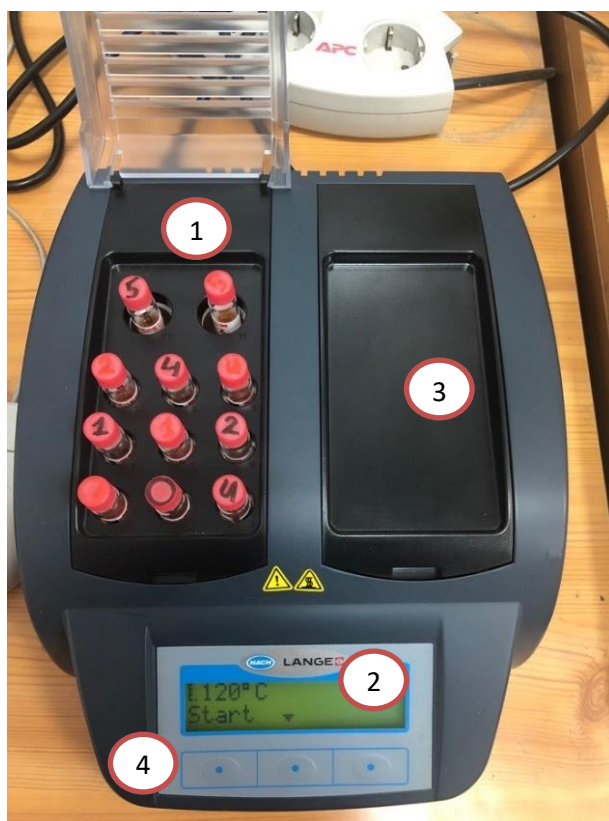


Рис. 2.6 Цифровой термореактор LT 200
1-камера подогрева проб; 2-дисплей; 3-корпус; 4-панель управления.

Спектрофотометр DR-3900

Спектрофотометр DR-3900 (рисунок 2.7) предназначен для определения показателей сточной жидкости: фосфатов, ХПК, азота аммонийного, хлоридов, сульфатов, нитритов, нитратов, СПАВ, нефтепродуктов и ионов тяжелых металлов с помощью кюветных тестов LCK.

Прибор DR-3900 представляет собой ВИД-спектрофотометр с диапазоном длин волн от 320 до 1100 нм. В этом спектрофотометре предусмотрены следующие методики и способы эксплуатации: методики в памяти (предустановленные тесты), методики со штрих-кодом, одноволновой и многоволновой режимы, спектральный и кинетический анализы. Вывод результата предусмотрен в единицах концентрации, оптической плотности или в процентах пропускания.



Рисунок 2.7 Спектрофотометр DR-3900
1-дисплей; 2-ячейка для многоцелевых кювет; 3-корпус

Сушильный шкаф SNOL 67/350

Для измерения взвешенных веществ в проводимых опытах использовался лабораторный сушильный шкаф (рисунок 2.8)



Рис.2.8 Сушильный шкаф

Лабораторные электронные весы ВЛТЭ-210

Все измерения взвешенных веществ проводились на лабораторных электронных весах (рисунок 2.9).

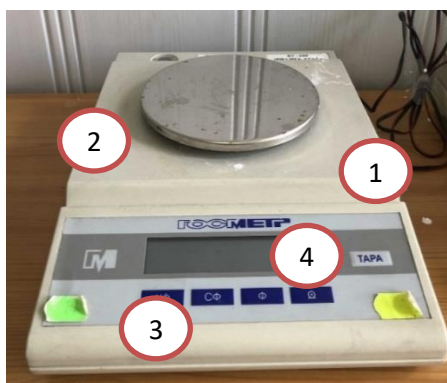


Рисунок 2.9 Лабораторные электронные весы ВЛТЭ-210
1 – корпус; 2 – платформа; 3 – кнопка вкл./выкл.; 4 – дисплей.

Обеззоленные фильтры

Также взвешенные вещества определялись с использованием обеззоленных фильтров круглой формы, которые обработаны кислотной смесью (рисунок 2.10).



Рисунок 2.10 Общий вид обеззоленных фильтров

Отличаются они своей фильтрующей способностью, измеряемой в секундах. Фильтрующая способность «синей» ленты не превышает 100 с, «белой» ленты – 45 с, а «красной» ленты – 25 с.

При проведении четвертого этапа исследований для определения взвешенных веществ кроме обеззоленных фильтров использовалось хлопчатобумажное полотенце (плотность 32 г/ м²) и марля (плотность 450-600 г/м²), они помогли задержать более крупные включения в смеси осадков.

LCK (тест с кюветами)

На всех этапах исследований для определения основных показателей сточной жидкости (ХПК, фосфаты, хлориды, азот аммония) использовались тесты с кюветами (рисунок 2.11)

Такая технология измерения показателей имеет ряд достоинств:

– максимальная безопасность для пользователей, благодаря системе закрытых кювет и малым количествам реагентов. Исчерпывающая маркировка отдельных кювет, включая штрих-код для автоматического распознавания в фотометре;

– удобная и безошибочная дозировка реагентов без пипеток и контакта с реагентами, благодаря DOSICAP и DOSICAP ZIP: крышки для кювет, содержащие точное предварительно дозированное количество сублимированного реагента;

– 50 параметров и более 100 диапазонов измерений для всех видов анализов – от сильно загрязненных промышленных сточных вод до анализа на микроэлементы в питьевой воде.



Рис.2.11 Набор для измерения фосфатов LCK 348

Автоматические дозаторы

Для дозирования объема жидкости использовались автоматические дозаторы, которые способны выдавать заданное количество объёма жидкости в виде определённых порций и с установленной погрешностью (рисунок 2.12).



Рис.2.12 Автоматический дозатор

3. РЕЗУЛЬТАТЫ ИССЛЕДОВАНИЙ

3.1 Первый этап исследований.

Первый этап исследований был посвящён выявлению мест наибольшего дефосфотирования на действующих очистных сооружениях канализации города Новосибирска, а также изучению влияния центрифугирования на процесс выделения фосфора из уплотненного активного ила и сырого осадка.

Первая очередь Новосибирских очистных сооружений была построена в 1980 году, вторая очередь (на рисунке 3.1 сооружения второй очереди показаны серым цветом) была достроена в 1989. Технология обработки поступающих стоков классическая, сточная жидкость попадает в распределительную камеру, проходит в здание решёток, где задерживаются крупные отбросы (ветки, пакеты, проволоки и т.д.), далее сточная жидкость поступает в аэрируемые песколовки, для задержания и осаждения минеральных веществ в них предусмотрена аэрация. Осаждение взвешенных веществ происходит в первичных радиальных отстойниках, биологическая обработка осуществляется в аэротенке. Для обеззараживания сточной жидкости предусмотрено УФО. На рис.3.1 представлены метантенки для обработки сырого осадка и избыточного активного ила, к сожалению, на сегодня из восьми работает только один метантенк. В цехе механического обезвоживания имеется сгуститель, центрифуги и фильтр-прессы.

При проведении исследования, суть которого заключалась в выявлении мест наибольшего обогащения сточной жидкости, было установлено, что на Новосибирских ОСК местами максимального насыщения иловой воды фосфатами являются: уплотнители избыточного активного ила и промытого осадка, метантенки, фильтр-прессы, центрифуги и иловые площадки [8].

В соответствии с принятой схемой (рисунок 3.1) обработки осадков ИАИ уплотняется в радиальных уплотнителях, данный процесс происходит в течении 13-16 часов. Стоит отметить, что в тёплый период года уплотнённый ил очень быстро погружается в анаэробные условия, тем самым способствуя обогащению

стоков фосфором. Производственные данные показывают, что концентрация фосфора в иловой воде после уплотнителей возрастает с 4–6 мг/л до 20–25 мг/л (по Р). Затем уплотнённый ил поступает в цех механического обезвоживания (ЦМО) осадка на сгустители, после подвергается центрифугированию. Влажность сырого осадка, который попадает в метантенки 94,5-95%, при это после сбраживания иловая вода обогащается фосфатами, а её концентрация колеблется в пределах от 30-40 мг/л (по Р).

Первоначально в схеме для обезвоживания осадка были приняты вакуум-фильтры, но спустя нескольких лет их заменили на центрифуги и фильтр-прессы. На сегодняшний день сброженный осадок или смесь сырого осадка, и часть избыточного активного ила подается на фильтр-прессы.

Центрифуги используют для обезвоживания избыточного активного ила. Как известно первоначально в схему входили резервуары для промывки анаэробно сброженного осадка и уплотнители для промытого осадка, перед его подачей на фильтр-прессы. Продолжительность нахождения смеси в анаэробных условиях более 24 ч. Именно поэтому это сооружение является местом интенсивного обогащения иловой воды фосфором. При концентрации фосфора в сыром осадке 10–20 мг/л , а в избыточном активном иле 2–3 мг/л, в иловой воде после уплотнителей его концентрация возрастает до 30–50 мг/л (по Р).

Одним из мест обогащения фосфором являются и иловые площадки, на которые иногда выгружают не обработанный осадок. Общая площадь иловых площадок превышает 140 га и заполнены осадком на 95%. Они имеют асфальтобетонное основание, оборудованы системами отвода дренажной и поверхностной воды. По данным лабораторно-производственного контроля смесь иловой воды и дренажной, поступавших в голову сооружений, содержит 25–35 мг/л фосфора (по Р).

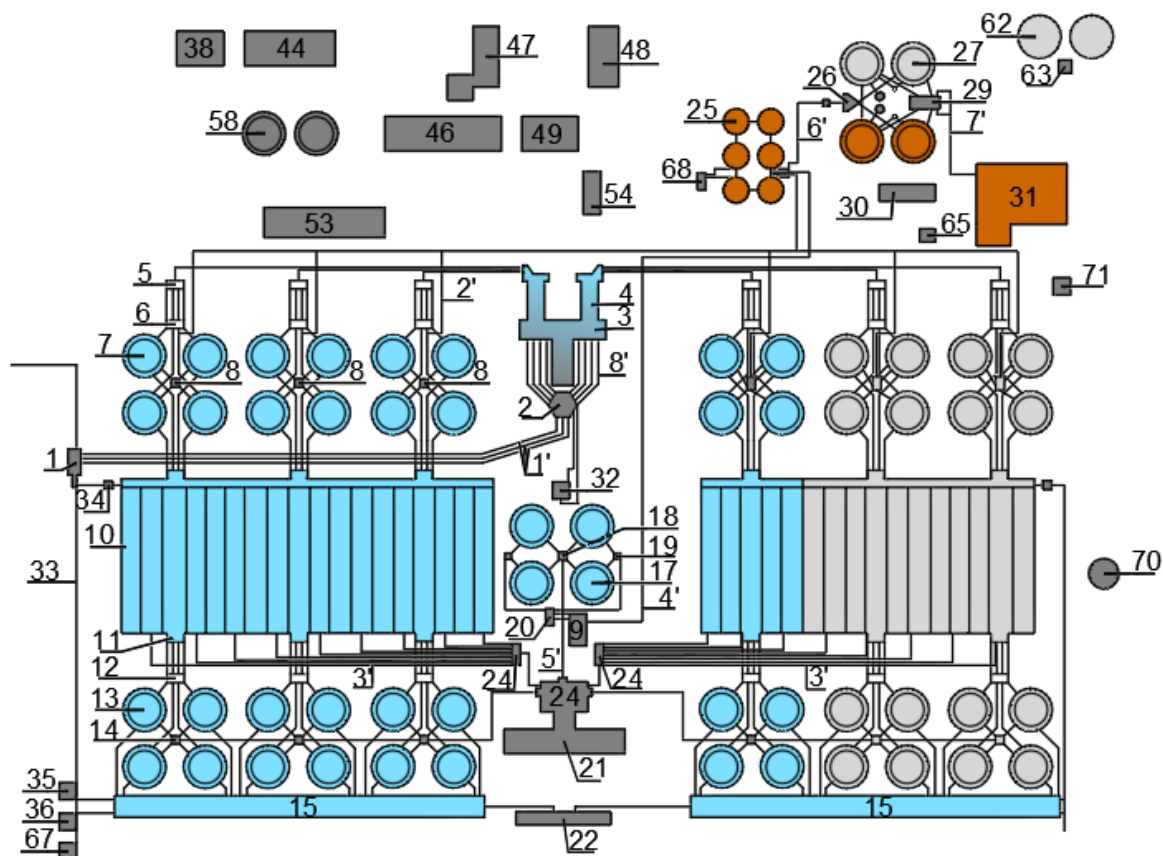


Рис. 3.1 Схема очистных сооружений канализации г. Новосибирска

1 – аварийная камера; 2 – распределительная камера; 3 – здание решеток; 4 – песколовки аэрируемые; 5 – распределительная камера первичных отстойников; 6 – камера Вентури; 7 – первичный радиальный отстойник Д-40,0; 8 – насосная станция сырого осадка; 9 – насосная станция опорожнения; 10 – аэротенк; 11 – распределительная камера вторичных отстойников; 12 – измерительная камера Вентури; 13 – вторичный отстойник; 14 – иловая камера вторичных отстойников; 15 – контактный резервуар; 17 – илоуплотнитель Д-30,0; 18 – распределительная камера илоуплотнителей; 19 – камера выпуска уплотненного ила и опорожнения илоуплотнителей; 20 – резервуар уплотненного ила; 21 – блок воздуходувной и насосной станции циркулирующего активного ила; 22 – хлораторная; 24 – распределительная камера циркулирующего активного ила; 25 – метантенки Д-18,0ма; 26 – камера мешения, промывка и распределения осадка; 27 – уплотнитель промытого сброженного осадка; 29 – насосная станция перекачки уплотненного сброженного осадка; 30 – реагентное хозяйство; 31 – цех обработки осадка; 32 – насосная станция перекачки местной канализации; 33 – аварийно-сбросной трубопровод; 34 – камеры переключения на отводящих коллекторах К-2а; 35 – камера 3а; 36 – камера 4а; 38 – пожарное депо; 44 – гараж; 46 – котельная; 47 – участок флокулянтов; 48 – административный корпус; 49 – бытовой корпус; 53 – РММ; 54 – подстанция 110/10кВ; 58 – резервуар для мазута; 62 – газгольдеры-Д24,0м; 63 – расходная камера; 65 – трансформаторная; 67 – камера 5а; 68 – ГРП; 70 – свеча сброса газа; 71 – насосная станция иловой воды; 1' – подающий коллектор; 2' – напорный трубопровод сырого осадка; 3' – трубопровод циркулирующего активного ила; 4' – трубопровод уплотненного ила; 5' – трубопровод избыточного активного ила; 6' – трубопровод сброженного осадка; 7' – трубопровод уплотненного сброженного осадка; 8' – трубопровод от распределительной камеры до здания.

Как уже было отмечено ранее на объекте Новосибирских очистных сооружениях канализации центрифугированию подвергается избыточный активный ил, прошедший два этапа сгущения (в уплотнителях, а затем в сгустителях). Фактически концентрация фосфора в фугате составляет 35-60 мг/л, а в фильтрате 45–70 мг/л. Для большей наглядности были отобраны пробы в основных точках движения сточной жидкости и осадков. Отбор проб производился в летний и осенне-зимний период. Исследование стоков на содержание фосфора проводилось в химической лаборатории кафедры водоснабжения и водоотведения НГАСУ (Сибстрин). Результаты сведены и представлены в таблице 3.1.

Таблица 3.1

Показатели качества сточной жидкости

Наименование сооружений	Показатели качества сточной жидкости		
	рН	ХПК, мг/л	Фосфор, мг/л
Песколовки	6,7-7,2	200-465	2,6-4,5
Первичные отстойники	6,9-7,1	177,0-250,0	2,7-10,7
Аэротенк	6,9-7,2	28,7-49,7	0,1-1,1
Вторичные отстойники	7,0-7,2	11,5-44,6	0,1-3,5
Смесь иловой воды после уплотнителей СО и ИАИ	6,2-6,5	579,0-659,0	35,6-42,1
Иловая вода ИАИ	6,5-6,8	21,8-115,0	11,0-20,0
Фильтрат после фильтр-прессов	6,5-6,5	370,0-578,0	7,7-33,2
Фугат после центрифуг	6,3-6,7	373,0-856,0	18,1-60,5
Сырой осадок	5,9-6,2	121,0-2720,0	10,0-57,3
Иловая вода с иловых площадок	7,0-7,1	139,0-200,0	18,4-34,1

Примечание: СО- сырой осадок, ИАИ- избыточный активный ил

Из таблицы видно, что, минимальная концентрация фосфора характерна для аэротенка и вторичного отстойника. Известно, что сооружения биологической очистки сточных вод не рассчитаны на удаление фосфора, но в зимний период происходит снижение фосфора в аэротенках до норм ПДК.

Скорее всего это можно объяснить большим приростом активного ила, который поглощает фосфор для синтеза клетки. Так же мы видим, что на выходе из вторичных отстойников концентрация фосфора увеличивается (примерно в 3 раза). Это объясняется длительным нахождением активного ила в отстойниках и частичным выносом его из сооружения. После уплотнения ИАИ концентрация фосфатов возрастает и может составлять 20 мг/л (в среднем увеличение составляет 6–20 раз). Здесь работает прямая зависимость, чем выше доза ила и время уплотнения, тем выше концентрация фосфора.

Наибольшее увеличение концентрации фосфора наблюдается при обезвоживании осадка в центрифугах. Именно поэтому автором настоящей работы было принято решение изучать процесс центрифугирования.

Исследования были проведены в осенне-зимний период с использованием активного ила и сырого осадка, привезённых с ОСК г. Новосибирска. Суть исследований заключалась в том, чтобы подвергнуть осадок действию центробежных сил с вращением ротора 2000, 3000 и 4000 об/мин. Был принят интервал времени от 5-10 минут. Перед началом опыта активный ил был помещён в анаэробные условия в течение 3 часов, это было сделано для моделирования процесса уплотнения. Исходные значения уплотнённого активного ила и сырого осадка представлены в таблице 3.2.

Таблица 3.2

Исходные данные по уплотённому активному илу и сырому осадку.

Показатели	Сырой осадок	Уплотнённый активный ил
Масса, г	1,218	0,431
Объём, мл	25	25
рН	6,3	7,46
Т, °С	18,5	13,5
ХПК, мг/л	1012	674
Концентрация фосфора, мг/л	1,23	1,5
Жесткость, дН	17,4	22,1
Кальций, мг/л	87,2	76,7
Магний, мг/л	22,5	49,2

Уплотненный активный ил и сырой осадок разливались по пробиркам (рисунок 3.2), которые помещались в центрифуги на необходимое время (от 5 до 10 минут). В процессе центрифугирования иловая смесь разделялась на две фракции: уплотнённый осадок ила на дне пробирки и надильовую воду, обогащенную фосфором (рисунок 3.3). Иловая вода сливалась из пробирок в единую ёмкость и в ней определялись также фосфор. Исследования с сырым осадком проводились по этой же методике.

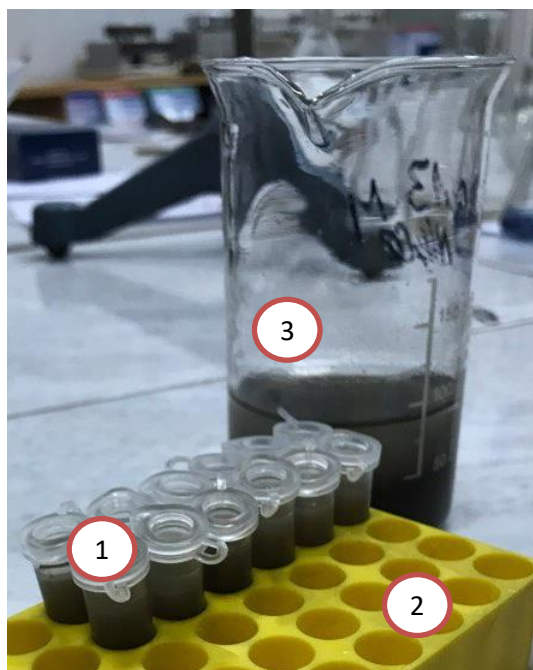


Рис. 3.2 Осадки перед центрифугированием
1 – пробирки, помещаемые в центрифугу; 2 – держатель;
3 – стакан с осадком

Все данные характерны для профильтрованных проб и отражают только растворимую часть веществ. Связано это с тем, что, возможно, в процессе центрифугирования при скорости вращения ротора 3000–3500 об/мин у бактерий и простейших нарушается проницаемость цитоплазматических мембран клеток или нарушается целостность клеток. В результате происходит выделение из клеток фермента (энзима), в состав которых входит углерод, фосфор, азот, кальций, магний. К таким ферментам можно отнести, например, киназы (фосфотрансферазы), катализирующие перенос фосфатной группы от молекулы аденозинтрифосфата (АТФ) на различные субстраты.

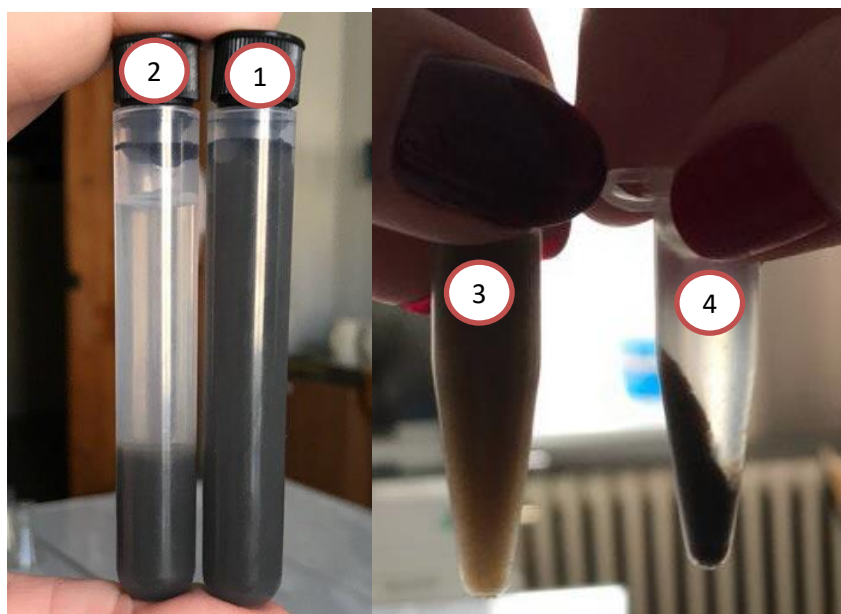


Рис.3.3 Пробы сырого осадка и активного ила

1 – сырой осадок до уплотнения; 2 – сырой осадок после уплотнения; 3 – активный ил до уплотнения; 4 – активный ил после уплотнения

Кроме этого, процесс центрифугирования осуществляется при отсутствии кислорода. В создавшихся бескислородных условиях не будут происходить процессы окисления органики и выделяться энергия для образования АТФ. В результате клетка начнет освобождаться от всего лишнего, в том числе и от АТФ, которая подвергается гидролизу. Результаты измерений представлены в таблице 3.3

Таблица 3.3

Влияние скорости вращения и продолжительности центрифугирования на выделение фосфора в сыром осадке

Об/мин	Исходная концентрация, мг/л	Время, минуты					
		5	6	7	8	9	10
		Концентрация фосфора, мг/л					
2000	1,23	11,2	11	11,5	11,1	11,3	11,5
3000		10,6	10,5	12,2	12,4	12,6	12,7
4000		11,4	11,7	12,2	12,5	12,6	13,2

Как видно из таблицы 3.3, наибольшее выделение фосфора в сыром осадке происходит при числе оборотов 4000 об/мин и при 10 минутах вращения ротора. В таблице 3.4 приведены результаты эксперимента с активным илом. В

таблице видно, что максимальное выделение фосфора из активного ила происходит также при числе оборотов 4000 об/мин и при 10 минутах вращения ротора.

Таблица 3.4

Влияние скорости вращения и продолжительности центрифугирования на выделение фосфора в активном иле.

Об/мин	Исходная концентрация, мг/л	Время, минуты					
		5	6	7	8	9	10
2000	1,50	3,5	3,66	4,32	4,24	4	3,95
3000		4,3	6,1	6,8	8,9	7,7	7,8
4000		11,24	11,92	12,8	13,26	12,6	13,18

Для большей наглядности были построены графические зависимости (рисунок 3.4, рисунок 3.5) влияния времени вращения ротора на выделения фосфора из сырого осадка и активного ила.

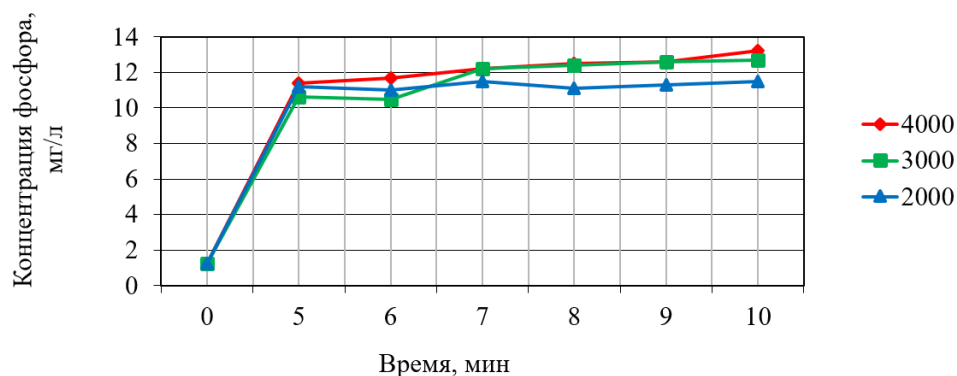


Рис. 3.4 Графическая зависимость концентрации фосфора в сыром осадке от времени вращения ротора

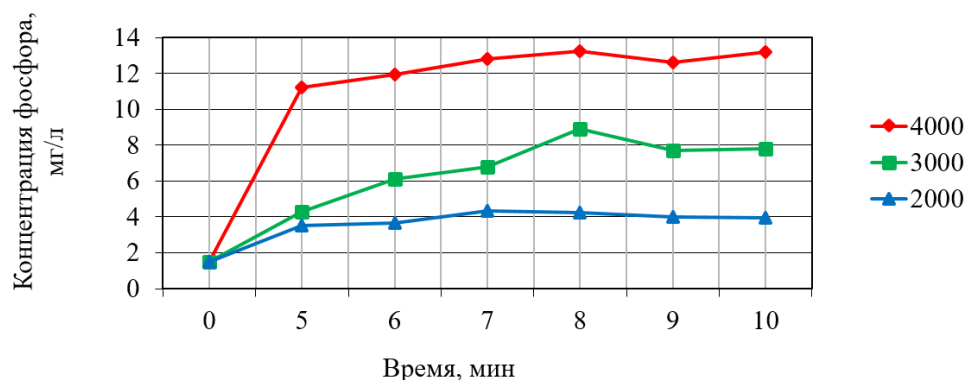


Рис. 3.5 Графическая зависимость концентрации фосфора в активном иле от времени вращения ротора

3.2 Второй этап исследований.

При изучении мест наибольшего дефосфотирования на ОСК г. Новосибирска, в отобранных пробах были измерены значения кальция и магния (таблица 3.5), выяснилось, что достаточно большое количество кальция и магния содержится в стоках внутриплощадочной канализации. Для того, чтобы полученный осадок при очистке сточной жидкости был экологичным были проведены исследования по определению оптимальной дозы хлорида кальция (CaCl_2), хлорида магния (MgCl_2) и гидроксида натрия (NaOH) для удаления фосфора из стоков.

Таблица 3.5

Значения кальция и магния в стоках внутриплощадочной канализации.

Наименование сооружений	Показатели качества сточной жидкости			
	рН	ХПК, мг/л	Кальций, мг/л	Магний, мг/л
Песколовки	6,7-7,2	200-465	62,7-80,0	16,0-18,5
Первичные отстойники	6,9-7,1	177,0-250,0	67,1-75,1	16,2-18,2
Аэротенк	6,9-7,2	28,7-49,7	64,0-73,2	14-,7-15,2
Вторичные отстойники	7,0-7,2	11,5-44,6	32,6-62,0	8,9-14,7
Смесь иловой воды после уплотнителей СО и ИАИ	6,2-6,5	579,0-659,0	69,2-72,1	15,1-16,7
Иловая вода ИАИ	6,5-6,8	21,8-115,0	45,7-68,7	16,7-20,5
Фильтрат после фильтр-прессов	6,5-6,5	370,0-578,0	72,5-108,0	19,8-22,2
Фугат после центрифуг	6,3-6,7	373,0-856,0	55,6-111,0	22,1-40,9
Сырой осадок	5,9-6,2	121,0-2720,0	79,1-144,0	24,1-32,6
Иловая вода с иловых площадок	7,0-7,1	139,0-200,0	-	-

Примечание: СО- сырой осадок, ИАИ- избыточный активный ил

Характеристика исследуемой сточной жидкости, используемой в эксперименте:

ХПК = 36 мг/л,

$$C_p = 2,6 \text{ мг/л,}$$

$$pH = 7,06,$$

$$T = 18,87 \text{ }^\circ\text{C,}$$

$$SO_4 = 52 \text{ мг/л,}$$

$$Ca^{2+} = 62 \text{ мг/л,}$$

$$Mg^{2+} = 15,4 \text{ мг/л,}$$

$$NH_4 = 3,95 \text{ мг/л}$$

В исходную сточную жидкость хлорид кальция вводился в соотношениях 1:1,3, 1:2 и 1:4, для добавления реагента было взято 15 колб, в которые вводилась различная концентрация хлорида кальция, после добавления реагенты было необходимо довести pH среды до требуемых значений (8,5, 9, 9.5, 10, 10,5), для этого по каплям вводился 10% раствор едкого натра (таблица 3.6). Каждая капля соответствовала 0,01 мл.

Таблица 3.6

Объемы добавляемого реагента

Значение pH	Количество капель вводимого реагента			Объем вводимого реагента (мл) на 200 мл		
	1:1,3	1:2	1:4	1:1,3	1:2	1:4
pH=8,5	5	4	7	0,05	0,04	0,07
pH=9,0	8	3	10	0,08	0,03	0,1
pH=9,5	13	8	16	0,13	0,08	0,16
pH=10,0	23	25	26	0,23	0,25	0,26
pH=10,5	32	33	25	0,32	0,33	0,25

Затем поочередно колбы помещались на перемешивающее устройство ПЭ-6500 на 20 минут на 350 об/мин. Для определения фосфатов, пробы фильтровались через фильтр «белая» лента. Анализы выполнялись с использованием спектрофотометра DR3900 и реактивов LCK049 и LCK349. Результаты замеров по фосфору приведены в таблице 3.7.

Для большей наглядности была построена графическая зависимость для концентрации фосфора и pH (рисунок 3.6). По которой хорошо заметно, что для

соотношения 1:4 достигается наибольший эффект удаления фосфатов из сточной жидкости.

Таблица 3.7

Влияние хлорида кальция на степень удаления фосфора из сточной жидкости

Исследуемый диапазон рН	Исходная концентрация фосфора, мг/л	Эффект удаления фосфора при соотношении вводимого Ca^{2+}					
		1:1,3		1:2		1:4	
		C_p , мг/л	Ξ , %	C_p , мг/л	Ξ , %	C_p , мг/л	Ξ , %
8,5	2,6	1,04	20,0	1,02	21,5	0,98	24,6
9,0		1,03	20,8	1,02	21,5	0,96	26,2
9,5		0,93	28,5	0,58	55,4	0,57	56,2
10,0		0,45	65,4	0,37	71,5	0,22	83,1
10,5		0,30	76,9	0,34	73,8	0,22	83,1

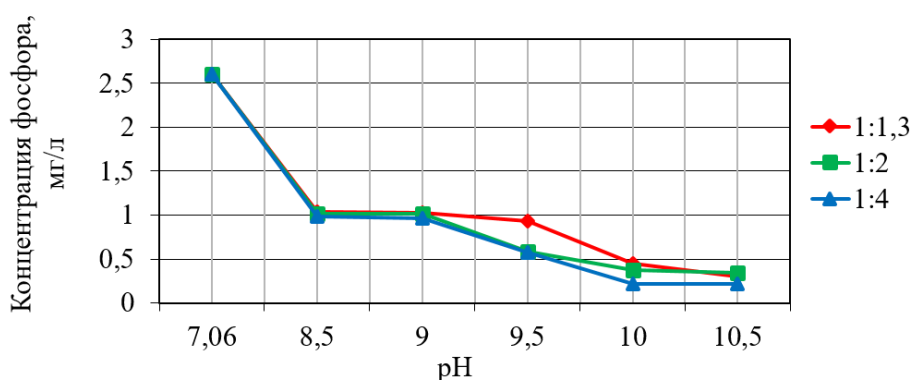


Рис. 3.6 Графическая зависимость изменения концентрации фосфора от рН при введении хлорида кальция

При введении солей магния, как и солей кальция, и взаимодействии их с водой реакция протекает с выделением теплоты, то есть рН и температура растворов увеличивается. Увеличение температуры колебалось от 0,2–0,9°С.

Такой же порядок выполнялся при исследовании хлорида магния. После 20-минутного перемешивания в профильтрованных пробах определяли остаточные концентрации фосфора, представленные в таблице 3.8. На рисунке 3.7 представлены кривые изменения концентрации фосфора в зависимости от величины рН и дозы вводимого реагента.

Для едкого натра (NaOH) были проведены те же исследования, которые сведены в таблицу 3.9, также построена графическая зависимость (рисунок 3.8), по которой наибольший эффект удаления фосфора из сточной жидкости достигается при рН равному 11.

Таблица 3.8

Влияние хлорида магния на степень удаления фосфора из сточной жидкости

Исследуемый диапазон рН	Исходная концентрация фосфора, мг/л	Эффект удаления фосфора при соотношении вводимого Mg^{2+}					
		1:1,3		1:2		1:4	
		C_p , мг/л	Ξ ,%	C_p , мг/л	Ξ ,%	C_p , мг/л	Ξ ,%
8,5	2,6	1,81	54,7	1,47	58,7	1,27	61,0
9,0		1,23	85,4	1,23	85,4	1,20	85,7
9,5		0,78	90,7	0,69	91,8	0,64	92,4
10,0		0,50	94,0	0,48	94,3	0,48	94,3
10,5		0,34	95,6	0,21	97,5	0,19	97,7

Как видно из таблицы использование хлорида магния позволяет достичь значений ПДК=0,2 мг/л при рН равной 11 при соотношении фосфора к магнию 1:2.

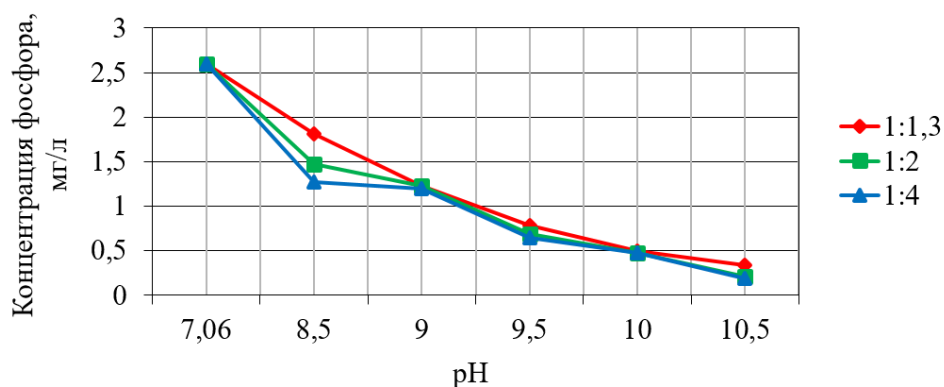


Рис. 3.7 Графическая зависимость изменения концентрации фосфора от рН при введении хлорида магния

Как показали предыдущие исследования, одним из возможных способов удаления фосфора является ввод только щелочи, например, гидроксида натрия. Ввод данной щелочи для повышения рН, несмотря на более высокую стоимость,

по сравнению с известью, не будет приводить к резкому увеличению объемов химического осадка.

Исследования проводились точно также, как и с хлоридом кальция и с хлоридом магния.

После перемешивания и фильтрования через бумажный фильтр были определены остаточные концентрации фосфора и рассчитаны эффекты удаления фосфора из сточной жидкости в исследуемых образцах, результаты представлены в таблице 3.9.

Таблица 3.9

Влияние гидроксида натрия на степень удаления фосфора из сточной жидкости

Исследуемый диапазон рН	Исходная концентрация фосфора, мг/л	Концентрация фосфора в определяемых пробах, мг/л	Эффект очистки по фосфору, %
8,5	2,6	2,50	3,8
9,0		0,79	69,6
9,5		0,262	89,9
10,0		0,226	91,3
10,5		0,061	97,6

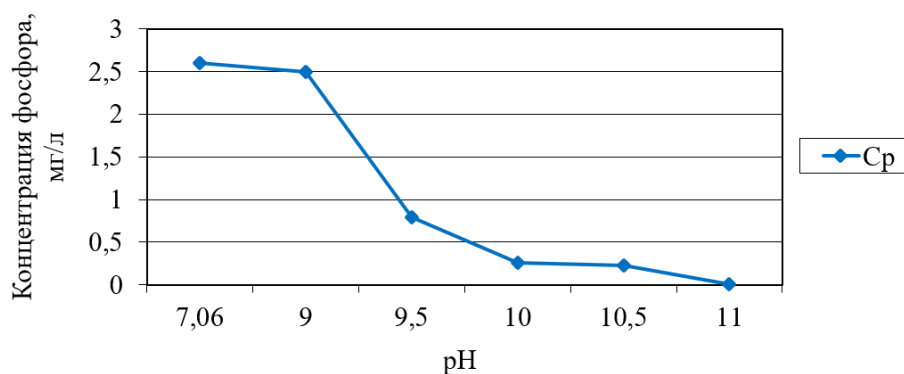


Рис. 3.8 Графическая зависимость изменения концентрации фосфора от рН при введении гидроксида натрия

Как видно из вышеприведённых данных (таблица 3.9 и рисунок 3.8), при рН = 10,5 достигается требуемая степень очистки сточной жидкости по фосфору.

По результатам двух предыдущих исследований предлагается устройство узла физико-химической очистки стоков внутриплощадочной канализации. В

классической схеме очистки сточной жидкости все внутриплощадочные стоки сбрасываются в голову сооружения, тем самым повышая концентрацию фосфора. Включение в схему такого узла (рисунок 3.9) предполагает, что сточные воды, образующиеся в результате обработки осадков (уплотнения, сгущения, обработки, обезвоживания избыточного активного ила и сырого осадка) площадки ОСК направляются на барабанное сито для усреднения; после усреднения сточная жидкость поступает в камеру реакции, куда последовательно вводится раствор извести в соотношении $P:Ca^{2+}=1:1,5$ и гидроксида натрия для повышения pH до 10,5–11 и воздух для перемешивания реагента и сточной жидкости, а также для образования зародышей и дозародышей кристаллов $CaNH_4PO_4$, $MgNH_4PO_4$. Осаждение образовавшегося кристаллического и органического осадка происходит в отстойниках физико-химической очистки. Освобожденная от фосфора сточная жидкость направляется в резервуар для сбора сточной жидкости, откуда насосом перекачивается в голову очистных сооружений, а образовавшийся в отстойниках осадок обезвоживается на фильтр-прессах и может быть использован в качестве удобрения.

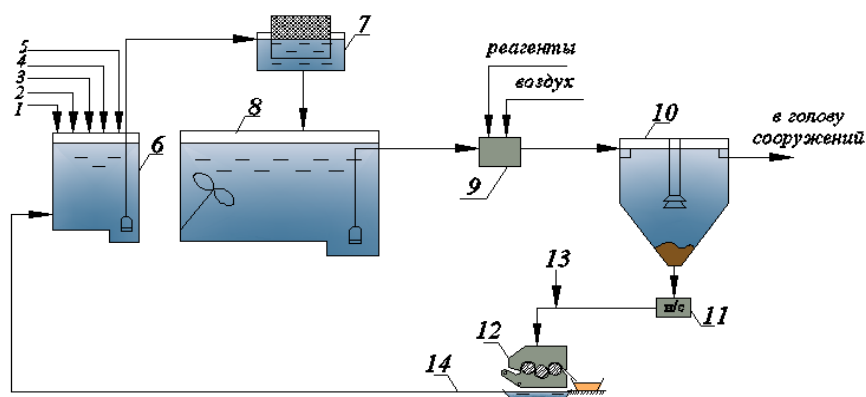


Рис.3.9 Узел физико-химической очистки стоков внутриплощадочной канализации
 1 – иловая вода от декантера; 2 – иловая вода от фильтр-пресса; 3 – иловая вода от сгустителя; 4 – дренажная вода с иловых площадок; 5 – иловая вода от анаэробно сброженного осадка; 6 – существующий резервуар хозяйственно-бытовых стоков; 7 – барабанные сита; 8 – резервуар усреднитель; 9 – камера реакции; 10 – отстойник физико-химической очистки; 11 – насосная станция; 12 – фильтр-пресс; 13 – флокулянт; 14 – иловая вода в резервуар хозяйственно-бытовых стоков.

Данная схема проста в эксплуатации и позволяет снизить концентрацию фосфора во внутриплощадочных стоках ниже 1 мг/л при исходной концентрации фосфора до 100 мг/л.

3.3. Третий этап исследований

Данный этап был посвящён изучению влияния температуры сточной жидкости на её обогащение фосфором. Эксперимент проводился на натуральных осадках (сыром осадке и активном иле) Новосибирской станции аэрации. Суть эксперимента заключалась в изучении влияния температуры сточной жидкости на её обогащение азотом и фосфором. Для исследования был выбран временной диапазон от 6 до 24 часов, а именно контроль осуществлялся через 6 часов 30 минут, 16 часов и 24 часа. Пробы (рисунок 3.10) были размещены в места с пятью разными температурными режимами. После отстаивания пробы фильтровались через бумажный фильтр и в фильтрате (рисунок 3.11) измерялась концентрация фосфора.

Результаты эксперимента представлены в таблицах 3.10 и 3.11. Доза ила в сыром осадке для 6 ч. 30 минут и для 16 часов была равна 7,95 г/л, а для 24 часов 5,3 г/л.

Такие же измерения были проведены с активным илом, результаты представлены в таблице 3.11. Доза ила в активном иле для 6 ч. 30 минут и 16 часов была равна 1,25 г/л, а для 24 часов 1,95 г/л.



Рис. 3.10 Привезённый сырой осадок и активный ил с ОСК г.Новосибирска



Рис. 3.11 Профильтрованные пробы
1 – фильтрат активного ила; 2 – фильтрат сырого осадка

Таблица 3.10

Влияние времени отстаивания сырого осадка на степень выделения фосфора

№ пробы	Т, °С			рН			Фосфор, мг/л		
	6 ч.30 мин.	16 ч.	24ч.	6 ч.30 мин.	16 ч.	24ч.	6 ч.30 мин.	16 ч.	24ч.
исходная	16,7	16,7	15,39	6,47	6,47	6,43	36,8	36,8	48,7
1	15,75	15,75	7,45	7,06	7,06	6,46	78,6	45	49,8
2	17,07	17,07	8,00	7,41	7,41	6,57	77,7	46,5	47,1
3	19,23	19,23	19,86	6,79	6,79	6,17	78,3	46,5	44,1
4	25,51	25,51	20,32	6,34	6,34	6,31	78	48,9	54,3
5	26,76	26,76	29,93	6,16	6,16	6,23	-	49,5	62,1

Как видно из данных таблицы 3.10, повышение температуры сточной жидкости ведёт к увеличению концентрации фосфора за счёт интенсификации процессов дефосфотирования.

Таблица 3.11

Влияние времени отстаивания активного ила на степень выделения фосфора

№ пробы	Т, °С			рН			Фосфор, мг/л		
	6 ч.30 мин.	16 ч.	24ч.	6 ч.30 мин.	16 ч.	24ч.	6 ч.30 мин.	16 ч.	24ч.
исходная	18,81	18,81	13,55	7,62	7,62	6,95	3,02	3,02	6,3
1	15,35	15,35	7,41	7,15	7,15	6,99	5,07	28,71	9,6
2	17,04	17,04	9,82	6,95	6,95	7,20	28,5	30,6	9
3	19,21	19,21	19,85	6,94	6,94	6,96	43,5	38,7	31,2

Продолжение таблицы 3.11									
4	21,52	21,52	20,41	6,98	6,98	6,96	27,6	39,6	31,8
5	30,87	30,87	29,69	6,97	6,97	7,01	-	47,4	38,4

Результаты исследований с активным илом показали те же закономерности. Для большей наглядности были построены графики в зависимости от температуры и концентрации фосфора (рисунок 3.12 и 3.13)

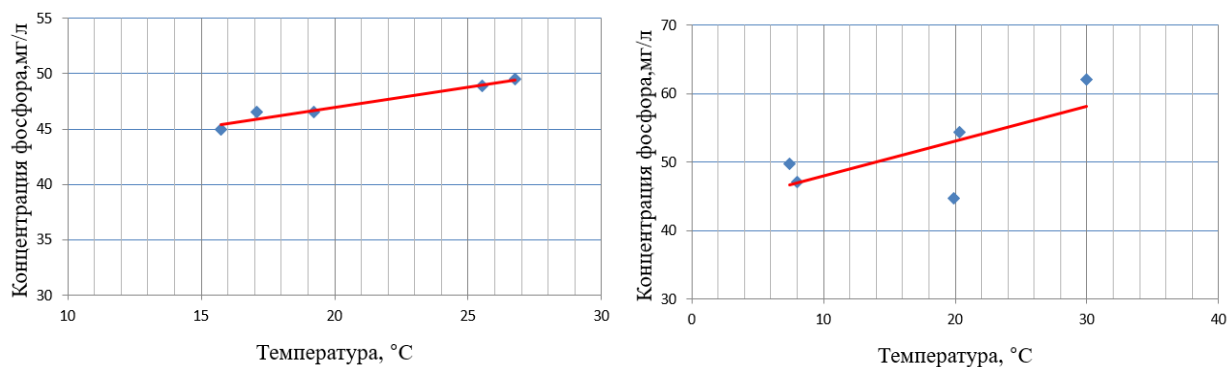


Рис.3.12 Влияние температуры сырого осадка на степень высвобождения фосфора через 16 ч и 24 ч отстаивания

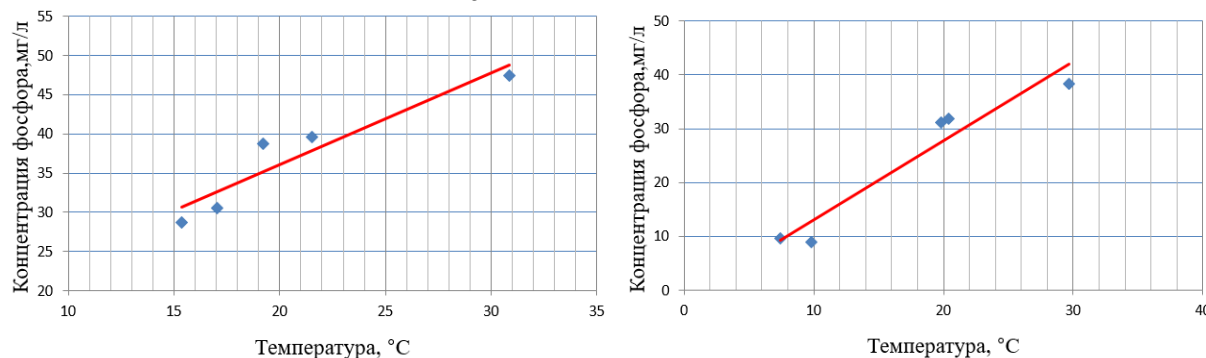


Рис.3.13 Влияние температуры активного ила на степень высвобождения фосфора через 16 ч и 24ч отстаивания

3.4. Четвертый этап исследований

Заключительный этап исследований был посвящён анаэробному сбраживанию. Для проведения эксперимента по выявлению анаэробного сбраживания осадка на степень высвобождения фосфора был смоделирован метантенк (рисунок 3.14), который представлял собой металлическую канистру объемом 10л с отводом образующегося газа (метана и углекислого газа). Перемешивание осуществлялось вручную при температуре 19-20°C.

Смесь осадков сбразживалась в течении 6 месяцев. Соотношение сырого осадка и активного ила было принято равным 1:1. По окончанию эксперимента газа почти не было, а смесь приобрела запах асфальта или жжёной резины, цвет осадка стал чёрным (рисунок 3.15). Смесь осадков была профильтрована сначала через бумажное полотенце, далее через марлю и потом дважды через бумажный фильтр. Результаты исследования представлены в таблице 3.13.



Рис.3.14 Использование канистры для моделирования процесса анаэробного сбразживания осадка.



Рис.3.15 Фильтрация анаэробносброженной смеси через марлю

Качество иловой воды после 6 месяцев анаэробного сбраживания смеси сырого осадка и активного ила

рН	Т, ОС	ХПК, мг/л	Азот аммония, мг/л	Фосфор, мг/л
Смесь перед сбраживанием				
6,27	16,40	945	44,7	41,7
Смесь после сбраживания				
9	18,7	262	434	85

По данным таблицы видно, что концентрация фосфора возрастает в 2 раза. Практика в эксплуатации показала, что в процессе анаэробного сбраживания концентрация азота аммонийного возрастает до 500-800 мг/л, а фосфора до 150-250 мг/л, также в иловой воде высокая степень содержания магния, то есть имеются все условия для образования двухосновной соли $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$. Так как в опыте анаэробно сброженный осадок многократно профильтровывался, то возможно при фильтрации образовавшиеся кристаллы задержались.

4. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ

4.1 Система водоотведения города Болотное

Город Болотное расположен в Западной Сибири, примерно в 120 км от города Новосибирска. На данный момент времени город не имеет централизованной системы водоотведения. Лишь небольшая часть населенного пункта имеет канализационную сеть, которая собирает стоки от инфраструктуры бывшего военного городка. Для небольшого количества стоков военного городка были запроектированы локальные очистные сооружения канализации (ЛОСК) производительностью примерно 400-500 м³/сут (рисунок 4.1). Объект был введен в эксплуатацию в 1967 году и, как показало обследование в апреле 2018 года его технического состояния, он находится в запущенном состоянии; амортизация сооружений и оборудования составляет примерно 70-80 % [31,33,35,36]. Такое небольшое количество стоков очищается лишь на 10-20 % несмотря на то, что на момент завершения строительства комплекса он имел современную технологию очистки сточной жидкости и современное технологическое оборудование. Большая часть жилых и общественных зданий, а также небольших предприятий пользуются выгребными ямами, из которых стоки периодически вывозятся ассенизационными машинами на стихийно организованные биопруды (рисунок 4.2), состоящие из четырёх ступеней. После биопрудов пройдя естественную биологическую очистку, стоки сбрасываются в реку Болотная. Исходя из сложнейшей экологической ситуации, сложившейся в этом небольшом городке, администрация города изыскала средства и выбрала два варианта возможного расположения очистных сооружений канализации (рисунок 4.3).

Оба варианта предполагают размещение объекта в восточной части города, в самых низких точках этого населенного пункта. Согласно Техническому заданию необходимо запроектировать ОСК для города в две очереди общей производительностью 3700 м³/сут, из них первая на пропуск сточной жидкости в количестве 2400 м³/сут, вторая на 1300 м³/сут. Коэффициент общей часовой неравномерности 1,85.



Рис.4.1 Здание ЛОСК

1 – вентиляционный стояк; 2 – вход в здание

Очищенную сточную жидкость предполагается сбрасывать в водоём рыбохозяйственного назначения. Заказчик изъявил желание запроектировать основные сооружения комплекса в железобетоне для увеличения срока службы безаварийной работы объекта, так как сооружения, выполненные из черного металла, имеют небольшой срок эксплуатации. Показатели исходной сточной жидкости представлены в таблице 4.1.



Рис.4.2 Первая карта биологических прудов

В связи с данной ситуацией администрация города обратилась к кафедре «Водоснабжение и водоотведение» Новосибирского государственного

архитектурно-строительного университета (Сибстрин) с просьбой провести обследование системы водоотведения г. Болотное и разработкой мероприятий по улучшению санитарного состояния города, а именно, спроектировать три варианта технологических схем на полную биологическую очистку сточной жидкости.

Исходные данные представлены в таблице 4.1. Расход на первую очередь – 2400 м³/сут, на вторую очередь – 1300 м³/сут.



Рис.4.3 Варианты предполагаемого расположения очистных сооружений канализации города Болотного.

Имеющаяся технологическая схема (рисунок 4.4) предусматривает, что сточная жидкость попадает в первичный вертикальный отстойник (рисунок 4.5), после него осветленные стоки направляются в резервуар-усреднитель (рисунок 4.6), который находится на площадке очистных сооружений, далее стоки подаются в биореактор (рисунок 4.7) и после него во вторичный вертикальный отстойник (рисунок 4.8). Сточную жидкость предусмотрено обеззараживать в хлораторной жидким хлором.

Показатели сточной жидкости в городе Болотное

№	Показатели сточной жидкости	Значение показателя
1	Расход сточных вод, м ³ /сут	3700
2	Взвешенные вещества, мг/дм ³	220
3	БПК _{полн} , мг/дм ³	250
4	Азот аммонийный (N-NH ₄ ⁺), мг/дм ³	30
5	Фосфор фосфатов (P-PO ₄ ³⁺), мг/дм ³	3,3
6	Нефтепродукты, мг/дм ³	5
7	СПАВ, мг/дм ³	8,5
8	Жиры, мг/дм ³	20

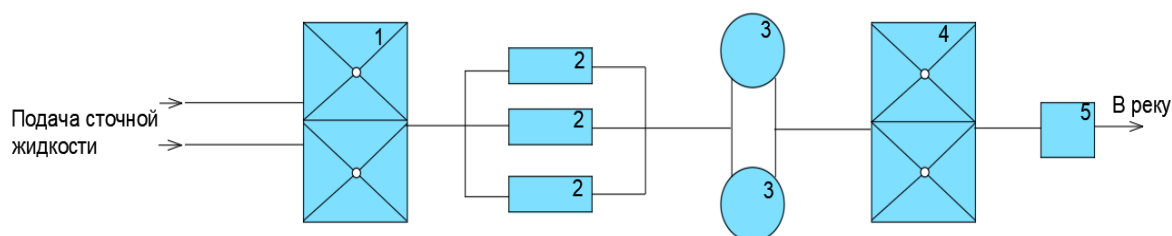


Рис. 4.4 Технологическая схема существующих локальных очистных сооружений канализации г. Болотное

1 – первичный вертикальный отстойник; 2 – резервуары-усреднители;
3 – биореакторы; 4 – вторичный вертикальный отстойник; 5 – хлораторная.

Первичный отстойник (рисунок 4.5) находится в крайне неудовлетворительном состоянии. У него отсутствует полупогружная доска, предупреждающая вынос взвешенных веществ с осветленной сточной жидкостью, и водосборные лотки для равномерного сбора осветленной сточной жидкости, нет системы выпуска плавающих веществ и выгрузки осадка из отстойника. Отстойник имеет размеры в плане 6*5,1 м, высотой 3 м.



Рис.4.5 Первичный отстойник
1 – решётка для улавливания крупных включений; 2 – подача сточной жидкости



Рис.4.6 Резервуар-усреднитель
1 – вентиляционный стояк; 2 – люк

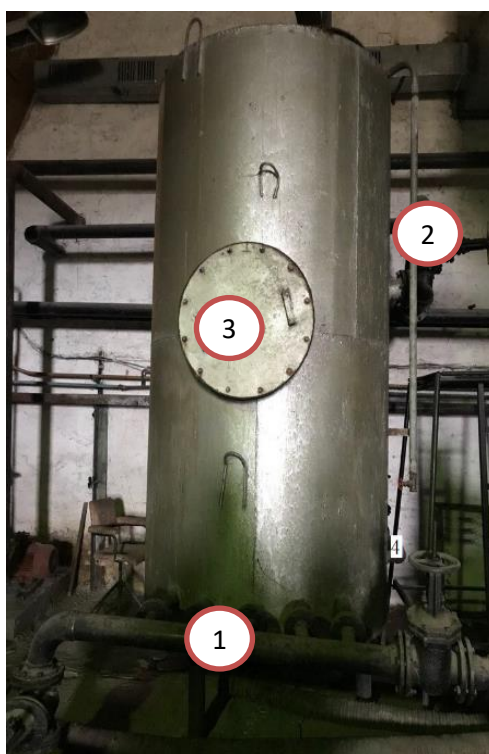


Рис.4.7 Биореактор

1 – трубопровод отвода сточной жидкости; 2 – люк для выгрузки и промывки фильтрующей загрузки; 3 – трубопровод подачи стоков

Один биореактор (рисунок 4.7) находится в рабочем состоянии, второй не работает уже в течение длительного времени. Ни капитального ремонта, ни профилактической прочистки этого сооружения не проводили с 2005 года. Судя по внешнему виду емкостей биореакторов, степень их амортизации невысокая. Эффективность работы биореактора определить невозможно из-за отсутствия данных по показателям поступающей и очищенной сточной жидкости. Рабочая высота биореактора 3 м и диаметр 1,5м.

Вторичный отстойник (рисунок 4.8) выполнен по такому же принципу и таких же размеров, что и первичный отстойник. Обследование показало, что и вторичный отстойник находится также в неудовлетворительном техническом состоянии, сточная жидкость подается и отводится точно, отсутствует система удаления биоплёнки. Отстойник не способен обеспечить качественное отделение биопленки от биологически очищенной сточной жидкости.



Рис.4.8 Вторичный отстойник

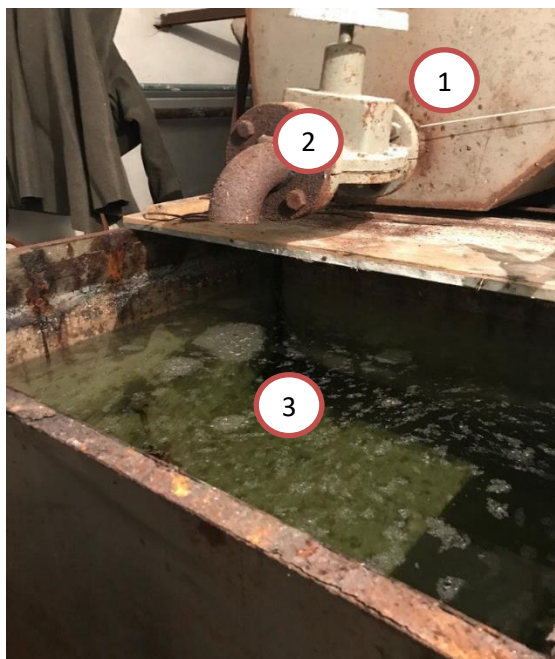


Рис.4.9 Оборудование для обеззараживания сточной жидкости
1-бак для смешения сточной жидкости и реагента; 2-подача обеззараженной сточной жидкости, 3- бак хранения биологически очищенной и обеззараженной сточной жидкости.

В хлораторной отсутствует насос-дозатор или какое-либо устройство для дозирования хлорной воды, не говоря уже о контрольно-измерительных

приборах. Дозирования хлорной воды производится самым примитивным способом – раствор заливается вручную кружкой объёмом 250 мл. Резервуар для обеззараживания стоков имеет объём 12 м³, в него вводится гипохлорит натрия.

4.2 Описание предложенных технологических схем

После выезда на объект и выдачи технического задания, мною и студенткой Яковлевой Е.И. было разработано три варианта технологических схем. При разработке трёх технологических схем ОСК для города Болотное была принята современная технология, которая предусматривает снижение в сточной жидкости по четырём показателям: БПК, взвешенные вещества, азот и фосфор. Для обработки осадка была использована классическая технология анаэробного сбраживания. Основные гидротехнические сооружения (резервуары-усреднители, первичные отстойники, аэротенки и вторичные отстойники, резервуары чистой и грязной воды, аэробные стабилизаторы) запроектированы из монолитного или сборного железобетона. Также предусмотрено современное оборудование для очистки стоков и обработки осадков. Расчёт очистных сооружений канализации производился с учётом рекомендаций справочной литературы [19-24,30] и практических указаний, разработанных специалистами кафедры «Водоснабжение и водоотведение» НГАСУ (Сибстрин) [25-29].

В первом варианте предусмотрен комплекс (рисунок 4.10), который включает механическую, биологическую очистку стоков, с последующей их доочисткой в микрофильтрах и песчаных фильтрах с обеззараживанием и насыщением сточной жидкости кислородом. В состав сооружений входит приёмная камера, решётки, аэрируемые песколовки, резервуар-усреднитель, первичные вертикальные отстойники. Биологическая очистка стоков будет осуществляться в сооружениях, предназначенных для удаления азота методом нитрификации и денитрификации. Для доочистки стоков предусмотрены микрофильтры и напорные песчаные фильтры. На этой стадии очистки стоков предполагается удалять фосфор реагентным способом. Обеззараживание

сточной жидкости осуществляется методом ультрафиолетового облучения. После обеззараживания очищенная сточная жидкость насыщается кислородом в барботажном устройстве и сбрасывается в водоём.

Второй вариант (рисунок 4.11) включает в себя те же сооружения по очистке сточной жидкости, но вместо первичных вертикальных отстойников предлагается осветлитель-перегниватель, который предназначен не только для осветления сточной жидкости, но и обработки осадка в анаэробных условиях. В цепочке по воде на стадии доочистки напорный фильтр заменен на современный более дешевый в строительстве и эксплуатации биореактор с носителями прикрепленных микроорганизмов. После биореактора предлагается устройство микрофильтра.

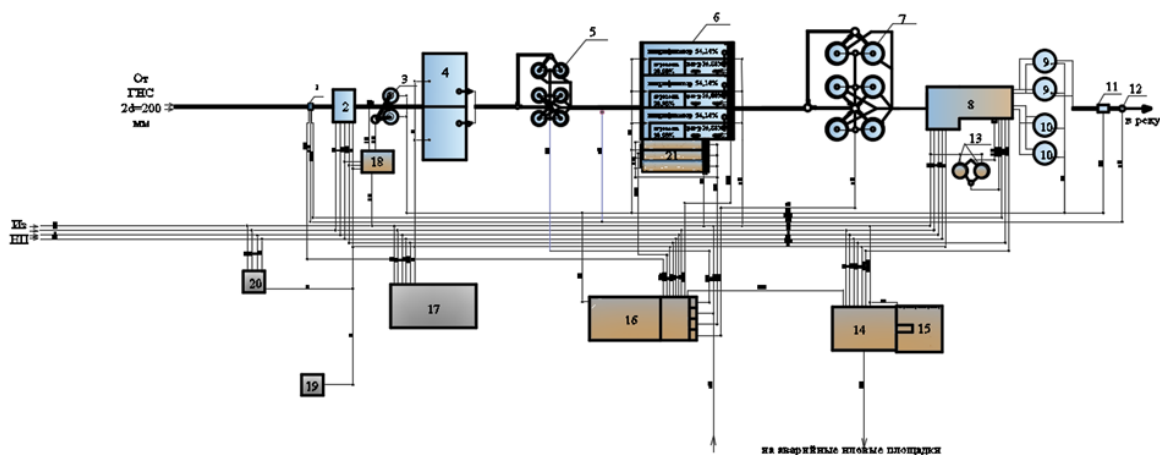


Рис.4.10 Технологическая схема полной биологической очистки сточной жидкости и аэробной обработки осадка (1 вариант)

- 1 – камера гашения напора; 2 – здание решёток; 3 – горизонтальная песколовка с круговым движением воды; 4 – резервуар-усреднитель; 5 – вертикальный первичный отстойник; 6 – аэротенк, нитрификатор-денитрификатор; 7 – вторичные вертикальные отстойники; 8 – здание доочистки с микрофильтрами и зернистыми фильтрами; 9 – резервуары чистой воды; 10 – резервуары промывной воды; 11 – барботажное устройство; 12 – выпуск в водоём; 13 – отделитель кристаллического осадка; 14 цех механического обезвоживания; 15 – площадка для хранения обезвоженного осадка; 16 – насосно-воздуходувная станция; 17 – административно-бытовой комплекс; 18 – бункер песка; 19 – трансформаторная подстанция; 20 – проходная; 21 – аэробный стабилизатор.

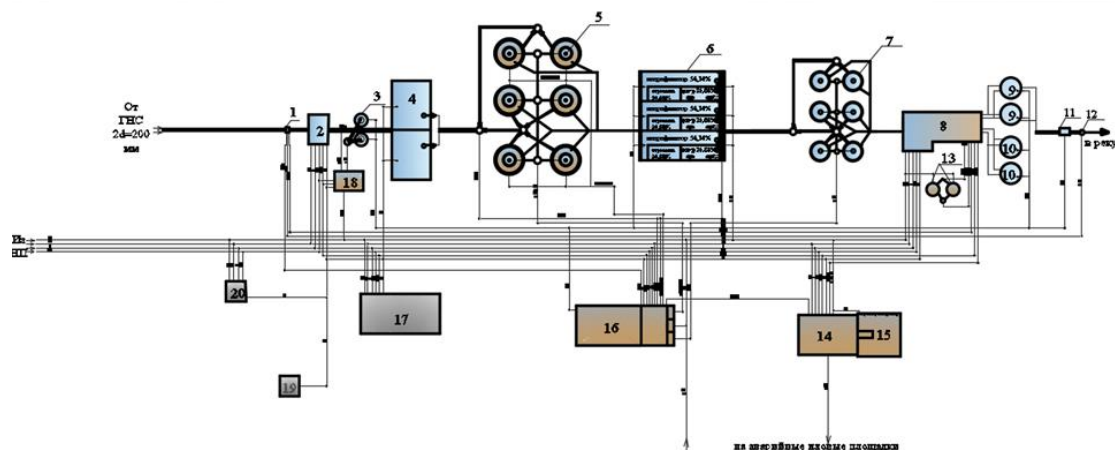


Рис.4.11 Технологическая схема полной биологической очистки сточной жидкости и анаэробной обработки осадка (2 вариант)

- 1 – камера гашения напора; 2 – здание решёток; 3 – горизонтальная песколовка с круговым движением воды; 4 – резервуар-усреднитель; 5 – осветлители-перегниватели; 6 – аэротенк, нитрификатор-денитрификатор; 7 – вторичные вертикальные отстойники; 8 – здание доочистки с биореакторами и напорными фильтрами; 9 – резервуары чистой воды; 10 – резервуары промывной воды; 11 – барботажное устройство; 12 – выпуск в водоем; 13 – отделитель кристаллического осадка; 14 цех механического обезвоживания; 15 – площадка для хранения обезвоженного осадка; 16 – насосно-воздуходувная станция; 17 – административно-бытовой комплекс; 18 – бункер песка; 19 – трансформаторная подстанция; 20 – проходная.

Третий вариант (рисунок 4.12) очистных сооружений канализации по конфигурации содержит те же сооружения, что и первый, более того он предусматривает исключение чрезмерного охлаждения сточной жидкости в первичных, вторичных отстойниках и аэротенках, поэтому их предлагается располагать в отапливаемом помещении. Рекомендуется в самые холодные дни осуществлять подогрев сточной жидкости. Для уменьшения теплотерь в окружающую среду рекомендуется к основному зданию примкнуть здания решёток, узла доочистки стоков, также можно административно бытовой комплекс и насосно-воздуходувную станцию располагать в этом помещении. Обработка осадка будет производиться в аэробных стабилизаторах, которые можно устроить за пределами отапливаемого помещения, но с обязательным утеплением перекрытия и подогревом осадка.

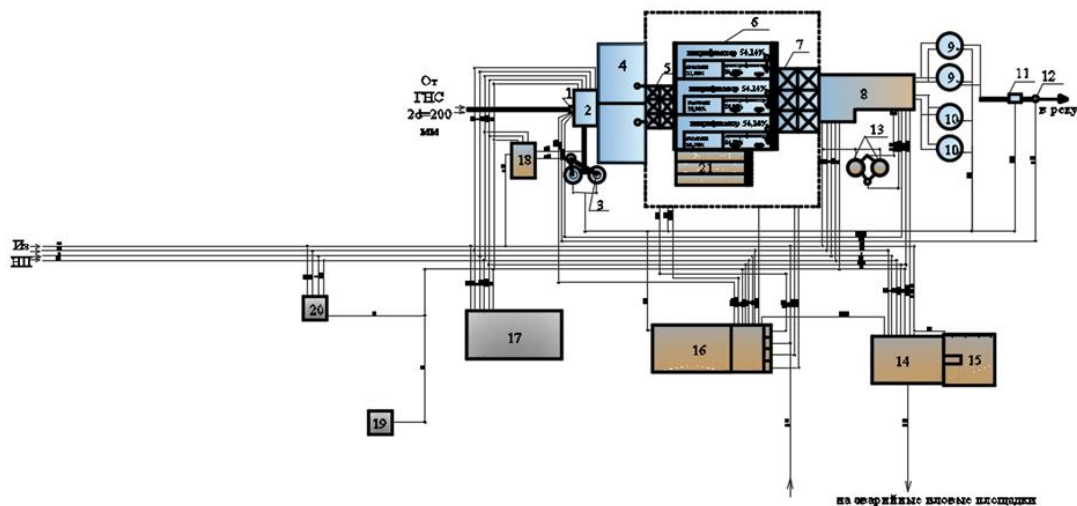


Рис.4.12 Технологическая схема полной биологической очистки сточной жидкости и аэробной обработки осадка (3 вариант)

- 1 – камера гашения напора; 2 – здание решёток; 3 – горизонтальная песколовка с круговым движением воды; 4 – резервуар-усреднитель; 5 – вертикальный первичный отстойник; 6 – аэротенк, нитрификатор-денитрификатор; 7 – вторичные вертикальные отстойники; 8 – здание доочистки с микрофилтрами и зернистыми филтрами; 9 – резервуары чистой воды; 10 – резервуары промывной воды; 11 – барботажное устройство; 12 – выпуск в водоем; 13 –отделитель кристаллического осадка; 14 – цех механического обезвоживания; 15 – площадка для хранения обезвоженного осадка; 16 – насосно-воздуходувная станция; 17 – административно-бытовой комплекс; 18 – бункер песка; 19 – трансформаторная подстанция; 20 – проходная; 21 – аэробный стабилизатор.

Все расчёты по трем вариантам приведены в приложении А.

4.3 Расчет строительной стоимости очистных сооружений для трёх вариантов

4.3.1 Амортизация основных фондов

Амортизационные расходы определяются по формуле:

$$P_{\text{арм.}} = 0,04 \cdot \Sigma P_1 \quad (2)$$

Для первого варианта:

$$P_{\text{арм.}}^1 = 0,042 \cdot 3831,07 = 160,9 \text{ тыс.р.}$$

Для второго варианта:

$$P_{\text{арм.}}^2 = 0,042 \cdot 1892,98 = 79,5 \text{ тыс.р.}$$

Для третьего варианта:

$$P_{арм.}^3 = 0,042 \cdot 3858,82 = 162,07 \text{ тыс.р.}$$

Строительная стоимость для трёх вариантов представлена в приложении

Б.

4.3.2 Расчёт себестоимости трёх вариантов

Себестоимость определяется по формуле:

$$C = \frac{\mathcal{E}_{затр.}}{365 \cdot Q}; \quad (3)$$

где, $\mathcal{E}_{затр}$ – эксплуатационные затраты, считаются по формуле:

$$\mathcal{E}_{затр} = A + \mathcal{Z}_{эл} + \mathcal{Z}_{реаг} + \mathcal{Z}_{раб} + \mathcal{Z}_{тепло} + BB; \quad (4)$$

где, А – амортизационные расходы,

$\mathcal{Z}_{эл}$ – затраты на электроэнергию (приложение В),

$\mathcal{Z}_{реаг}$ – затраты на реагенты (приложение Г),

$\mathcal{Z}_{раб}$ – заработная плата рабочих (приложение Д),

$\mathcal{Z}_{тепло}$ – затраты на тепло,

BB – выплаты за водопользование.

Показатели представлены в таблице 4.2.

Таблица 4.2

Технико-экономические показатели для трёх вариантов

№	Показатели	Единица измерения	Значение показателя для I варианта	Значение показателя для II варианта	Значение показателя для III варианта
1	Строительная стоимость	млн. руб.	383,10	189,3	385,88
2	Эксплуатационные затраты	млн. руб.			
	стоимость электроэнергии	млн. руб.	0,9	0,89	0,9
	стоимость реагентов	млн. руб.	2,02	2,02	2,02
	заработная плата рабочих	млн. руб.	10,38	10,38	10,38
	выплаты за водопользование	млн. руб.	2,29	2,29	2,29
	амортизационные затраты	млн. руб.	16,1	7,95	16,2

Продолжение таблицы 4.2					
3	Прибыль	млн. руб.			
	осадок органический	млн. руб.	1,96	1,96	1,96
	реализация очищенной воды	млн. руб.	6,75	6,75	6,75
4	Себестоимость	руб./м ³	23,4	17,4	23,5

Вывод: исходя из полученных данных по трём вариантам экономически выгодным является 2 вариант, но Администрации города Болотное больше приглянулся 3, так как одной из проблем очистки стоков являлось нарушение протекания процессов биологической очистки из-за низкой температуры сточной жидкости. В 3 варианте сооружения находятся в здании, имеется подогрев сточной жидкости, тем самым в зимнее время будет поддерживается оптимальная температура сточной жидкости.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Выполнен литературный обзор по методам удаления фосфора из сточной жидкости. Известно три различных метода удаления фосфора из сточной жидкости: биологический, физико-химический и комбинированный. Наиболее эффективным является физико-химический метод.

Проведено детальное обследование ОСК г.Новосибирска и по данным лабораторно-производственного контроля выявлены места дефосфотирования, такими местами являются: радиальный уплотнитель избыточного активного ила, уплотнитель сырого осадка, метантенк, центрифуги, фильтр-прессы и иловые площадки.

На основании вышепредставленных данных было проведено исследование по определению влияния центрифугирования на степень высвобождения фосфора из сырого осадка и уплотненного активного ила. Опыт показал, что наибольшее выделение фосфора происходит при 4000 об/мин и центрифугировании в течении 10 минут.

По данным лабораторно-производственного контроля стоков внутриплощадочной канализации ОСК г.Новосибирска было выявлено большое содержание кальция и магния. На основании этого подобраны оптимальные дозы реагентов хлорида кальция, хлорида магния и этих же реагентов в комплексе с гидроксидом натрия. Оптимальной дозой хлорида кальция является соотношение 1:4, хлорида магния 1:2, при введении гидроксида натрия ПДК достигалось при $\text{pH} = 10,5$.

Экспериментальным путём установлено, что оптимальной температурой для высвобождения фосфора из сырого осадка и активного ила является 20-25°C при этом время отстаивания должно быть более 16 часов.

Установлено, что при сбраживании смеси сырого осадка и активного ила увеличивается концентрация фосфора в 2 раза, по сравнению с исходной. Таким образом был сделан вывод, что при многократном фильтровании кристаллы двухосновной соли $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ были задержаны на фильтре, именно поэтому произошло такое незначительное увеличение.

На основании выполненных опытов было разработано 3 варианта технологических схем ОСК для г. Болотное на полную биологическую очистку, предусматривающую снижение БПК, взвешенных веществ, азота и фосфора. Строительная стоимость 1 варианта составила 383,1 млн. руб., 2 варианта 189,3 млн. руб., 3 варианта 385,88 млн.руб. Администрация города выбрала 3 вариант.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Гогина, Е.С. Удаление биогенных элементов из сточных вод: монография / Е.С. Гогина. – М.: МГСУ. – 2010. – 120 с.
2. Зилов, Е.А. Гидробиология и водная экология (организация, функционирование и загрязнение водных экосистем) : учебное пособие / Е.А. Зилов. – Иркутск: Иркут. ун-т, 2008. – 138 с.
3. Колова, А.Ф. Реагентное удаление фосфатов из сливных вод / А.Ф. Колова, Т.Я. Пазенко, Е.М. Чудинова // Вестник ИрГТУ. – 2013. – №10 (81). – С.161–163.
4. Амбросова, Г.Т. Причины образования твердых отложений в системах водоотведения свинокомплексов и способы их устранения: монография / Г.Т. Амбросова, О.В. Ксенофонтова, В.А. Санников – Новосибирск: НГАСУ (Сибстрин), 2004. – 200 с.
5. Соловьева, Е.А. Совершенствование процессов по удалению азота и фосфора из сточных вод / Е.А. Соловьева // Санитарная техника и экология. – 2008. – №1 (14). – 59–63.
6. Амбросова, Г.Т. Сравнительная оценка применяемых методов удаления фосфора из сточной жидкости / Г.Т. Амбросова, А.А. Функ, С.Д. Иванова, Ш. Ганзориг // Водоснабжение и санитарная техника. – 2015. – №2. – С. 25–36.
7. Амбросова, Г.Т. Фосфор в сточных водах – анализ методов удаления / Г.Т. Амбросова, А.А. Функ, Е.Н. Матюшенко // Вода Magazine. – 2016. – №7 (107). – С. 32–35.
8. Амбросова Г.Т Места дефосфотирования городской сточной жидкости и эффект удаления фосфора реагентами/Е.Н. Матюшенко, Н.В. Синеева //Вода и экология: проблемы и решения. – 2017. – № 4 (72). – С. 13–25
9. Амбросова Г. Т Источники повышения концентрации фосфора в сточной жидкости, поступающей на очистные сооружения канализации, и

способы их устранения/ Е.Н. Матюшенко, Н.В. Синеева, А.А. Функ //Строительство и техногенная безопасность. Сб. научных трудов академии строительства и архитектуры. ФГАОУВО «Крымский федеральный университет им. В.И. Вернадского. СиТБ, № 5 (57) -2016, стр. 24-31.

10. Залетова, Н.А. Особенности химического удаления фосфора при биологической очистке сточных вод / Н.А. Залетова // Водоснабжение и санитарная техника. – 2011. – №11. – С. 40–46.

11. Беляев, А.Н. Удаление азота и фосфора на канализационных очистных сооружениях / А.Н. Беляев, Б.В. Васильев, С.Е. Маскалева, Б.Г. Мишуков, Е.А. Соловьева // Водоснабжение и санитарная техника. – 2008. – №9. – С. 38–43.

12. Хуторнюк, Г.Н. Опыт удаления биогенных элементов из сточных вод / Г.Н. Хуторнюк, Т.М. Гундырева, Г.Т. Амбросова, А.А. Функ // Водоснабжение и санитарная техника. – 2009. – №3. – С. 37–40.

13. www.bwb.de – Berliner Wasserbetriebe

14. Donnert D., Peter A. — Fröhlich und F. Safert. Betriebsergebnisse der biologischen und chemical Phosphorentfernung in Berliner Klarwerken sowie Versuchsergebnisse einer Pilotanlage zur absorptiven aus kommunalen Abwasser /Karlsruher Flockunstage ISWW, Universität Karlsruhe, 1993, pp. 185 — 225.

15. Wasser Bernd Heinzmann. Phosphorus recovery in wastewater treatment plants/Berliner Wasser Betriebe/ 2004. 1-11 p.

16. Marcos von Sperling, Carlos Augusto de Lemos Chernicharo. Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions. Volume two / Department of Sanitary and Environmental Engineering Federal University of Minas Gerais, Brazil. – Published IWA/ - London, UK. – 2005.

17. Rensink J.H. The removal of phosphate in waste water by the activated sludge process / J.H. Rensink // International dairy Federation Internationale de laiterie Bulletin. - 1984, № 184. – p. 126.

18. Barnard, J.L. Biological nutrient removal without the addition of chemicals / J.L. Barnard // Water Research - 1975, № 9. - P. 485-490.

19. СП 32.13330.2018 Канализация. Наружные сети и сооружения, 2018.
20. СП 31.13330.2012 Водоснабжение. Наружные сети и сооружения, 2012
21. Лукиных А.А., Лукиных Н.А. Таблицы для гидравлического расчета канализационных сетей и дюкеров по формуле академика Павловского Н.Н. –М, 1987.
22. Лапицкая М.П. Очистка сточных вод. – Минск: Высшая школа, 1968.
23. Москвитин А.С. Оборудование водопроводно – канализационных сооружений. – М.: Стройиздат, 1979.
24. Справочник проектировщика. Канализация населенных мест и промышленных предприятий. –М: Стройиздат, 1981.
25. Амбросова Г.Т., Сколубович Ю.Л., Николаев Е.Ю., Цветкова О.П., Балабанова А.В.. Очистные сооружения канализации. Методические указания. Новосибирск: НГАСУ, 2003.
26. Амбросова Г.Т., Николаев Е.Ю., Гвоздев В.А. Очистные сооружения канализации (сооружения механической очистки) Методические указания. Новосибирск: НГАСУ, 2002.
27. Амбросова Г.Т., Николаев Е.Ю., Гвоздев В.А. Очистные сооружения канализации (сооружения биологической очистки). Методические указания. Новосибирск: НГАСУ, 2002.
28. Амбросова Г.Т., Николаев Е.Ю., Гириков О.Г., Цветкова О.П., Гвоздев В.А. Очистные сооружения канализации (сооружения обработки осадка). Методические указания. Новосибирск: НГАСУ, 2003.
29. Амбросова Г.Т., Цветкова О.П.. Ксенофонтова О.В., Гребенникова Н.М.. Бойко Т.А. Очистные сооружения канализации. Часть 5. Расчет нитрификатора-денитрификатора. Методические указания. Новосибирск: НГАСУ, 2005.

30. СНИП 2.01.01-82. Строительная климатология и геофизика. – Москва: Стройиздат, 1996.-154 с.
31. Амбросова Г.Т. Технологические схемы для очистки сточной жидкости в городе Болотное/ Г.Т. Амбросова, Д.В. Тихонова, Е.И. Яковлева //Водоочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. – 2019. – №7(139).С.62-68.
32. Амбросова Г.Т. Направления усовершенствования компактных установок для очистки бытовых стоков/ Г.Т. Амбросова, Д.В. Тихонова, Е.И. Яковлева//Сборник статей международной научно-практической конференции «Экологическая, промышленная и энергетическая безопасность – 2019» – 2019. С.141-147.
33. Тихонова Д.В. Очистка сточной жидкости в городах и посёлках Новосибирской области/ Д.В. Тихонова, Д.В. Балчугов, А.Н. Лаптева//Сборник научных трудов «Интеллектуальный потенциал Сибири» – 2019. - №2.С.297-299.
34. Тихонова Д.В. Разработка технологических схем удаления фосфора из сточной жидкости/Д.В. Тихонова, Е.И. Яковлева//Современные проблемы водоснабжения и водоотведения. – 2018.С.110-122.
35. Е.И. Яковлева. Система водоотведения и очистки сточных вод города Болотное/Е.И. Яковлева, Д.В. Тихонова, Г.Т. Амбросова//Водные ресурсы – основа устойчивого развития поселений Сибири и Арктики в XXI веке. – 2019. – №1.С.289-297.
36. Балчугов Д.В. Возможные технологические схемы очистки сточной жидкости города Болотное/ Д.В. Тихонова, Д.В. Балчугов, Е.И. Яковлева //Труды НГАСУ – 2018. - №4(70).С.81-88.
37. Амбросова Г.Т., Кругликова А.В., Мансуров Р.Ш., Рафальская Т.А., Тимофеев С.Л. Влияние природно-климатических факторов на эффективность работы открытых сооружений комплексов по очистке стоков // Журнал ВиСТ, Москва, 2019, № 4 – С – 48-59.

38. Осадки сточных вод. Удаление, обработка, использование/ А.З. Евилевич / Издательство литературы по строительству, Ленинград, 1965 г., Москва.

39. Очистка сточных вод с использованием централизованных систем водоотведения поселений, городских округов. Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям. ИТС 10-2015 // М.: Бюро НДТ. 2015. – 377 с.

40. Амбросова Г.Т., Функ А.А., Ксенофонтова О.В. Очистные сооружения канализации /Т.А. Белова, Е.Л. Войтов.// – Новосибирск: НГАСУ (Сибстрин), 2014. – 152с.

41. Каталог насосов «Взлёт» серия «Иртыш»

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Расчёт трёх вариантов технологических схем ОСК г.Болотное

Все расчеты сделаны по техническому заданию, которое было выдано в Администрации города Болотное.

Исходные данные:

Общий, средний суточный расход - 3 700 м³/сут.

Расход на первую очередь – 2400 м³/сут, на вторую очередь – 1300 м³/сут.

Взвешенные вещества – 220 мг/дм³;

БПК_{полн} – 250 мг/дм³;

Азот аммонийный (N-NH₄⁺) – 30 мг/дм³;

Фосфор фосфатов (P-PO₄³⁺) – 3,3 мг/дм³;

Нефтепродукты – 5 мг/дм³;

СПАВ – 8,5 мг/дм³;

Жиры – 20 мг/дм³.

1 Определение требуемой степени очистки сточных вод

Требуемая степень очистки и расходы определяются на две очереди.

1.1 Средний расход сточных вод

Расчитываем на первую очередь расходом 2400 м³/сут.

Средний часовой расход сточных вод, поступающих на ОСК:

$$q_{mid.ч} = \frac{Q_{сут}}{24}, \quad (1.1)$$

где $Q_{сут}$ – суточное количество сточных вод, поступающих на очистку, м³.

$$q_{mid.ч} = \frac{2400}{24} = 100 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Средний секундный расход сточных, поступающих на ОСК:

$$q_{mid.с} = \frac{q_{mid.ч}}{24 \cdot 3600}, \quad (1.2)$$

$$q_{mid.с} = \frac{2400}{24 \cdot 3600} = 0,028 \text{ м}^3/\text{с}.$$

1.2 Максимальный расход сточных вод

Максимальный часовой расход сточных вод:

$$q_{\max .ч} = q_{mid.ч} \cdot K_{gen.\max} , \quad (1.3)$$

где $K_{gen.\max}$ – коэффициент неравномерности притока сточных вод, принимается по [19, табл. 2], $K_{gen.\max} = 1,6$.

$$q_{\max .ч} = 100 \cdot 1,6 = 160 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Максимальный секундный расход сточных вод:

$$q_{\max .с} = q_{mid.с} \cdot K_{gen.\max} , \quad (1.4)$$

$$q_{\max .с} = 0,028 \cdot 1,6 = 0,0448 \text{ м}^3/\text{с}.$$

1.3 Минимальный расход сточных вод

Минимальный часовой расход сточных вод:

$$q_{\min .ч} = q_{mid.ч} \cdot K_{gen.\min} , \quad (1.5)$$

где $K_{gen.\min}$ – коэффициент неравномерности притока сточных вод, принимается по [19, табл. 2], $K_{gen.\min} = 0,6$.

$$q_{\min .ч} = 100 \cdot 0,6 = 60 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Минимальный секундный расход сточных вод:

$$q_{\min .с} = q_{mid.с} \cdot K_{gen.\min} , \quad (1.6)$$

$$q_{\min .с} = 0,028 \cdot 0,6 = 0,017 \text{ м}^3/\text{с}.$$

1.4 Концентрация загрязнений в сточной жидкости

Концентрация загрязнений в сточной жидкости, поступающей на ЛОСК, принимается по техническому заданию:

$C_{en} = 220 \text{ мг/л}$ – концентрация взвешенных веществ в сточной жидкости, поступающей на ЛОСК.

$L_{en} = 250 \text{ мг/л}$ – значение БПК_{полн} в сточной жидкости, поступающей на ЛОСК.

1.5 Приведенное число жителей

Приведенное число жителей по взвешенным веществам:

$$N_C = \frac{C_{en} \cdot Q_{cym}}{m_C}, \quad (1.7)$$

где m_C – норма взвешенных веществ на одного жителя в сутки, принимается [19, табл. 25], $m_C = 65$ г/сут на чел.

$$N_C = \frac{220 \cdot 2400}{65} = 8123 \text{ чел.}$$

Приведенное число жителей по БПК_{полн}:

$$N_L = \frac{L_{en} \cdot Q_{cym}}{m_L}, \quad (1.8)$$

где m_L – норма БПК_{полн} на одного жителя в сутки, принимается [19, табл. 25], $m_L = 75$ г/сут на чел.

$$N_L = \frac{250 \cdot 2400}{75} = 8000 \text{ чел.}$$

1.6 Коэффициент смешения для летнего и зимнего периодов:

$$\gamma = \frac{1 - e^{-\alpha \sqrt[3]{1000}}}{1 + \frac{Q_p}{q_{mid.s}} e^{-\alpha \sqrt[3]{1000}}}, \quad (1.9)$$

где α – коэффициент, учитывающий гидравлические факторы смешения, определяется по формуле:

$$\alpha = \varphi \cdot \varepsilon \cdot \sqrt[3]{\frac{E}{q_{mid.s}}}, \quad (1.10)$$

где φ – коэффициент характеризующий тип выпуска (принят для руслового выпуска), $\varphi = 1.5$;

ε – коэффициент извилистости русла, $\varepsilon = 1.1$ (по заданию);

E – коэффициент турбулентной диффузии, определяется по формуле В.М. Маккавеева:

$$E = \frac{V_p \cdot H_p \cdot g}{2 \cdot m \cdot C}, \quad (1.11)$$

где V_p – средняя скорость в реке для соответствующего периода года:

$$V_p^3 = 0,3 \text{ м/с};$$

$$V_p^{\text{II}} = 0,35 \text{ м/с.}$$

H_p – средняя глубина реки для соответствующего периода года:

$$H_p^3 = 2,5 \text{ м};$$

$$H_p^{\text{II}} = 2,7 \text{ м.}$$

g – ускорение свободного падения, $g = 9,81 \text{ м/с}^2$;

m – коэффициент Буссинеска, $m = 24$;

C – коэффициент Шези, определяется по формуле:

$$C = \frac{1}{n} \cdot \sqrt[6]{H_p}, \quad (1.12)$$

где n – коэффициент шероховатости, принимается в зависимости от характеристики русла и периода года:

$$n^3 = 0,03;$$

$$n^{\text{II}} = 0,05.$$

Q_p – расход воды в реке для соответствующего периода года:

$$Q_p^3 = 100 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$Q_p^{\text{II}} = 120 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$$C^3 = \frac{1}{0,03} \cdot \sqrt[6]{2,5} = 38,8;$$

$$C^{\text{II}} = \frac{1}{0,05} \cdot \sqrt[6]{2,7} = 23,6;$$

$$E^3 = \frac{0,3 \cdot 2,5 \cdot 9,81}{2 \cdot 24 \cdot 38,8} = 0,004;$$

$$E^{\text{II}} = \frac{0,35 \cdot 2,7 \cdot 9,81}{2 \cdot 24 \cdot 23,6} = 0,008;$$

$$\alpha^3 = 1,5 \cdot 1,1 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,004}{0,028}} = 0,86;$$

$$\alpha^{\text{II}} = 1,5 \cdot 1,1 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,008}{0,028}} = 1,09;$$

$$\gamma^3 = \frac{1 - e^{-0,86 \cdot \sqrt[3]{500}}}{1 + \frac{100}{0,028} e^{-0,86 \cdot \sqrt[3]{500}}} = 0,2;$$

$$\gamma^{\text{II}} = \frac{1 - e^{-1,09 \cdot \sqrt[3]{500}}}{1 + \frac{120}{0,028} e^{-1,09 \cdot \sqrt[3]{500}}} = 0,57.$$

1.7 Коэффициент смешения по кислородному балансу

Определяется для зимнего периода:

$$\gamma' = \frac{1 - e^{-\alpha \sqrt[3]{L_2}}}{1 + \frac{Q_p}{q_{\text{mid.s}}} e^{-\alpha \sqrt[3]{L_2}}}, \quad (1.13)$$

где L_2 – расстояние до расчетного створа, равное двухсуточному прохождению воды водоема от места выпуска, определяется по формуле:

$$L_2 = 2 \cdot 86400 \cdot V_p^3, \quad (1.14)$$

$$L_2^3 = 2 \cdot 86400 \cdot 0,3 = 51840 \text{ м};$$

$$\gamma'_{\text{I}} = \frac{1 - e^{-0,86 \cdot \sqrt[3]{69120}}}{1 + \frac{100}{0,028} e^{-0,86 \cdot \sqrt[3]{69120}}} = 0,99.$$

1.8 Кратность разбавления сточной жидкости водой водоема:

$$n = \frac{\gamma \cdot Q_p + q_{\text{mid.s}}}{q_{\text{mid.s}}}, \quad (1.15)$$

$$n^3 = \frac{0,86 \cdot 100 + 0,028}{0,028} = 3072 \text{ раз};$$

$$n^{\text{II}} = \frac{1,09 \cdot 120 + 0,028}{0,028} = 4672 \text{ раз}.$$

Кратность разбавления по кислородному балансу для зимы:

$$n' = \frac{\gamma' \cdot Q_p + q_{\text{mid.бI}}}{q_{\text{mid.бI}}}, \quad (1.16)$$

$$n'_{\text{I}} = \frac{0,99 \cdot 100 + 0,028}{0,028} = 3537 \text{ раз}.$$

1.9 Допустимая концентрация взвешенных веществ в сточной жидкости, сбрасываемой в водоем

$$C_{Lim} = n \cdot \Delta C + C_p, \quad (1.17)$$

где ΔC – допустимое увеличение взвешенных веществ в водоеме после смешения со сточной жидкостью [40, табл. 1.1], $\Delta C = 0,25$ мг/л;

C_p – концентрация взвешенных веществ в водоеме для соответствующего периода года, по заданию:

$$C_p^3 = 5 \text{ мг/л};$$

$$C_p^I = 9 \text{ мг/л}.$$

$$C_{Lim}^3 = 3072 \cdot 0,25 + 5 = 773 \text{ мг/л};$$

$$C_{Lim}^I = 4672 \cdot 0,25 + 9 = 1177 \text{ мг/л}.$$

1.10 Допустимая концентрация БПКполн в сточной жидкости, сбрасываемой в водоем

$$L_{Lim} = (n-1) \cdot \left(\frac{L_{limp}}{10^{-k_2 t}} - \frac{L_p \cdot 10^{-k_1 t}}{10^{-k_2 t}} \right) + \frac{L_{limp}}{10^{-k_2 t}}, \quad (1.18)$$

где $L_{p\text{lim}}$ – содержание БПКполн в воде водоема, зависит от категории водоёма, принимается по [40, табл. 1.1] равной 3 мг/л;

k_1 – константа потребления кислорода водой водоема, определяется по [40, табл. 1.2];

k_2 – константа потребления кислорода сточной жидкостью, для практических расчетов принимается $k_2 = k_1$;

t – время перемещения сточной жидкости от места выпуска до расчетного створа, определяется по формуле:

$$t = \frac{L_p}{V_p \cdot 86400}, \quad (1.19)$$

$$t^3 = \frac{500}{0,3 \cdot 86400} = 0,0193 \text{ сут};$$

$$t^I = \frac{500}{0,35 \cdot 86400} = 0,0165 \text{ сут}.$$

Т. к. $t < 0,25$ сут принимаю величину $10^{-k_2 t}$ равной 1.

$$L_{Lim}^3 = (3072 - 1) \cdot \left(\frac{3}{1} - \frac{2,5 \cdot 1}{1} \right) + \frac{3}{1} = 1538,5 \text{ мг/л};$$

$$L_{Lim}^I = (4672 - 1) \cdot \left(\frac{3}{1} - \frac{2,9 \cdot 1}{1} \right) + \frac{3}{1} = 470,1 \text{ мг/л}.$$

1.11 Допустимое значение БПКполн в сточной жидкости, сбрасываемой в водоем по кислородному балансу

$$L_{O_2Lim} = \frac{\gamma' \cdot Q_p}{0,4 \cdot q_{mid.s}} \cdot (O_p - 0,4 \cdot L_p - O_{pLim}) - \frac{O_{pLim}}{0,4}, \quad (1.20)$$

где O_p – содержание свободного кислорода в воде водоема:

L_p – содержание БПКполн в воде водоема,

$L_p^3 = 2,5$ мг/л.

O_{Lim} – наименьшая нормативная концентрация растворенного кислорода в водоеме для зимнего и летнего периодов, принимается по [40, табл. 1.1] равной 4 мг/л.

$$L_{lim}^{O_2} = \frac{0,99 \cdot 100}{0,4 \cdot 0,028} \cdot (5,5 - 0,4 \cdot 2,5 - 4) - \frac{4}{0,4} = 4409,6 \text{ мг/л}.$$

1.12 Максимально допустимое значение температуры сточной жидкости при сбросе ее в водоем:

$$T_{Lim} = n \cdot \Delta T + T_p, \quad (1.21)$$

где ΔT – допустимое увеличение температуры воды в водоеме, принимается по [40, табл. 1.1]

T_p – температура воды водоема в соответствующий период года,

$T_p^3 = 15$ °C.

$T_{Lim}^3 = 773 \cdot 3 + 15 = 2334$ °C.

1.13 Эффект очистки сточной жидкости по взвешенным веществам:

$$\mathcal{E}_c = \left(1 - \frac{C_{lim}}{C_{en}} \right) \cdot 100, \quad (1.22)$$

$$\mathcal{E}_c^3 = \left(1 - \frac{773}{220} \right) \cdot 100 = -251,36 \%;$$

$$\mathcal{E}_c^I = \left(1 - \frac{1177}{220} \right) \cdot 100 = -435 \%.$$

1.14 Эффект очистки сточной жидкости по БПКполн:

$$\mathcal{E}_L = \left(1 - \frac{L_{\text{lim}}}{L_{\text{en}}}\right) \cdot 100, \quad (1.23)$$

$$\mathcal{E}_L^3 = \left(1 - \frac{1538,5}{250}\right) \cdot 100 = -515,4 \%;$$

$$\mathcal{E}_L^7 = \left(1 - \frac{470,1}{250}\right) \cdot 100 = -88,04 \%.$$

1.15 Эффект очистки сточной жидкости по кислороду:

$$\mathcal{E}_{O_2} = \left(1 - \frac{L_{\text{lim}}^{O_2}}{L_{\text{en}}}\right) \cdot 100, \quad (1.24)$$

$$\mathcal{E}_{O_2}^3 = \left(1 - \frac{4409,6}{250}\right) \cdot 100 = -1663,8 \%.$$

Средний часовой расход сточных вод, поступающих на ОСК со второй очередью:

$$q_{\text{mid.ч}} = \frac{3700}{24} = 154,17 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Средний секундный расход сточных, поступающих на ОСК:

$$q_{\text{mid.с}} = \frac{3700}{24 \cdot 3600} = 0,043 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Максимальный часовой расход сточных вод:

где $K_{\text{gen.max}}$ – коэффициент неравномерности притока сточных вод, принимается по [19, табл. 2], $K_{\text{gen.max}} = 1,59$.

$$q_{\text{max.ч}} = 154,17 \cdot 1,59 = 245,13 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Максимальный секундный расход сточных вод:

$$q_{\text{max.с}} = 0,043 \cdot 1,59 = 0,068 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Минимальный часовой расход сточных вод:

где $K_{\text{gen.min}}$ – коэффициент неравномерности притока сточных вод, принимается по [19, табл. 2], $K_{\text{gen.min}} = 0,6$.

$$q_{\text{min.ч}} = 154,17 \cdot 0,6 = 92,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Минимальный секундный расход сточных вод:

$$q_{\min.s} = 0,043 \cdot 0,6 = 0,026 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Концентрация загрязнений в сточной жидкости, поступающей на ЛОСК, принимается по заданию:

Приведенное число жителей по взвешенным веществам:

$$N_c = \frac{220 \cdot 3700}{65} = 12523 \text{ чел.}$$

Приведенное число жителей по БПК_{полн}:

$$N_L = \frac{250 \cdot 3700}{75} = 12334 \text{ чел.}$$

Коэффициент смешения для летнего и зимнего периодов:

$$C^3 = \frac{1}{0,03} \cdot \sqrt[6]{2,5} = 38,8;$$

$$C^{II} = \frac{1}{0,05} \cdot \sqrt[6]{2,7} = 23,6;$$

$$E^3 = \frac{0,3 \cdot 2,5 \cdot 9,81}{2 \cdot 24 \cdot 38,8} = 0,004;$$

$$E^{II} = \frac{0,35 \cdot 2,7 \cdot 9,81}{2 \cdot 24 \cdot 23,6} = 0,008;$$

$$\alpha^3 = 1,5 \cdot 1,1 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,004}{0,043}} = 0,75;$$

$$\alpha^{II} = 1,5 \cdot 1,1 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,008}{0,043}} = 0,94;$$

$$\gamma^3 = \frac{1 - e^{-0,75 \cdot \sqrt[3]{500}}}{1 + \frac{100}{0,043} e^{-0,75 \cdot \sqrt[3]{500}}} = 0,14;$$

$$\gamma^{II} = \frac{1 - e^{-0,94 \cdot \sqrt[3]{500}}}{1 + \frac{120}{0,043} e^{-0,94 \cdot \sqrt[3]{500}}} = 0,38.$$

Коэффициент смешения по кислородному балансу:

$$L_2^3 = 2 \cdot 86400 \cdot 0,3 = 51840 \text{ м};$$

$$\gamma'_3 = \frac{1 - e^{-0,75 \cdot \sqrt[3]{69120}}}{1 + \frac{100}{0,043} e^{-0,75 \cdot \sqrt[3]{69120}}} = 0,99.$$

Кратность разбавления сточной жидкости водой водоема:

$$n^3 = \frac{0,14 \cdot 100 + 0,043}{0,043} = 327 \text{ раз};$$

$$n^{\text{Л}} = \frac{0,38 \cdot 120 + 0,043}{0,043} = 1061 \text{ раз}.$$

Кратность разбавления по кислородному балансу для зимы:

$$n'_3 = \frac{0,99 \cdot 100 + 0,043}{0,043} = 2303 \text{ раз}.$$

Допустимая концентрация взвешенных веществ в сточной жидкости, сбрасываемой в водоем:

$$C_{\text{Lim}}^3 = 327 \cdot 0,25 + 5 = 86,75 \text{ мг/л};$$

$$C_{\text{Lim}}^{\text{Л}} = 1061 \cdot 0,25 + 9 = 274,25 \text{ мг/л}.$$

Допустимая концентрация БПК_{полн} в сточной жидкости, сбрасываемой в водоем:

$$t^3 = \frac{500}{0,3 \cdot 86400} = 0,0193 \text{ сут};$$

$$t^{\text{Л}} = \frac{500}{0,35 \cdot 86400} = 0,0165 \text{ сут}.$$

Т. к. $t < 0,25$ сут принимаю величину $10^{-k_2 \cdot t}$ равной 1.

$$L_{\text{Lim}}^3 = (327 - 1) \cdot \left(\frac{3}{1} - \frac{2,5 \cdot 1}{1} \right) + \frac{3}{1} = 166 \text{ мг/л};$$

$$L_{\text{Lim}}^{\text{Л}} = (1061 - 1) \cdot \left(\frac{3}{1} - \frac{2,9 \cdot 1}{1} \right) + \frac{3}{1} = 109 \text{ мг/л}.$$

Допустимое значение БПК_{полн} в сточной жидкости, сбрасываемой в водоем по кислородному балансу:

$$L_{\text{lim}}^{\text{O}_2^3} = \frac{0,99 \cdot 100}{0,4 \cdot 0,043} \cdot (5,5 - 0,4 \cdot 2,5 - 4) - \frac{4}{0,4} = 2867,9 \text{ мг/л}.$$

Максимально допустимое значение температуры сточной жидкости при сбросе ее в водоем:

$$T_{Lim}^3 = 327 \cdot 3 + 15 = 996 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Эффект очистки сточной жидкости по взвешенным веществам:

$$\mathcal{E}_C^3 = \left(1 - \frac{86,75}{220}\right) \cdot 100 = 60,57 \%;$$

$$\mathcal{E}_C^T = \left(1 - \frac{247,25}{220}\right) \cdot 100 = -12,39 \%.$$

Эффект очистки сточной жидкости по БПК_{полн}:

$$\mathcal{E}_L^3 = \left(1 - \frac{166}{250}\right) \cdot 100 = 33,6 \%;$$

$$\mathcal{E}_L^T = \left(1 - \frac{109}{250}\right) \cdot 100 = 56,4 \%.$$

Эффект очистки сточной жидкости по кислороду:

$$\mathcal{E}_{O_2}^3 = \left(1 - \frac{2867,9}{250}\right) \cdot 100 = -1047,16 \%.$$

В связи с тем, что отсутствуют данные по реке, в которую будет сбрасываться сток, было принято решение принять средние показатели маленьких рек Новосибирской области. Эффект очистки получился не большим, либо вовсе отрицательным, это указывает на то, что очистка не требуется. Поэтому очистные сооружения канализации для города Болотное будут проектироваться в соответствии с указаниями технического задания, на полную биологическую очистку.

2 Приемная камера

Принимается приемная камера марки ПК-2-20 , с размерами А×В×Н 1000×1500×1200 мм.

3 Сооружения механической очистки

3.1 Ступенчатые решётки

Исходя из производительности очистных сооружений канализации, принимаются решётки: РС-630

Размеры решетки РС-630:

$B=630$ мм – ширина решетки;

$B_p=440$ мм – ширина фильтрующей части;

$L=1160$ мм – длина;

$H=1580$ мм – общая высота.

3.1.2 Определение количества задерживаемых отбросов

а) По объему при влажности отбросов 80 %:

$$W_{om} = \frac{N_c \cdot a_{om}}{365 \cdot 1000} \quad (3.1)$$

где a_{om} – норма отбросов, зависит от ширины прозоров и принимается по [19,табл.23], ширина прозоров решеток $b = 1,5$ мм, значит, $a_{om} = 0,025$ л/(чел·сут);

N_c – приведенное число жителей;

$$W_{омбр} = \frac{0,025 \cdot 12523}{1000} = 0,31 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

б) По сухому веществу:

$$A_{до} = \frac{W_{от} \cdot (100 - P_{от}) \cdot \gamma_1}{100}, \quad (3.2)$$

где $P_{от}$ – влажность отбросов, снимаемых решеток, $P_{от} = 80$ %;

γ_1 – объемный вес отбросов, равный $0,75$ т/м³, при влажности 80 %.

$$A_{до} = \frac{0,31 \cdot 0,75 \cdot (100 - 80)}{100} = 0,05 \text{ т/сут.}$$

Для обезвоживания отбросов до влажности 50% принимается пресс-транспортёр производительностью $0,3$ м³/ч, мощностью электропривода $0,75$ кВт, длина транспортера по горизонтали 10 м, шнековый пресс до 3 м, диаметр поршня 150 мм, диаметр шнека 200 мм.

$$W_{до} = \frac{0,05 \cdot 100}{(100 - 80) \cdot 1} = 0,25 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

3.2 Песколовки

Номер типового сооружения (проект 902-2-27) №2.

Размеры:

Диаметр – 4000 мм;

Расстояние между центрами песколовков – 6000 мм;

Расстояние между осями подводящего лотка и камеры переключения – 2000 мм;

Ширина кольцевого желоба – $b = 8000$ мм;

Ширина подводящего и отводящего лотков – 300 мм;

Ширина лотков песколовки для впуска и выпуска воды – 250 мм.

Число отделений принимается равным 2.

Расчет песколовков сводится к определению: её размеров, количества воздуха и задерживаемого песка, расхода воды на гидроэлеватор, расхода воды на гидросмыв песка.

3.2.2 Живое сечение потока в кольцевом желобе

$$\omega_{\max} = \frac{q_{\max \cdot s}}{N \cdot V_{\max}}, \quad (3.3)$$

где N – число отделений песколовки, $N = 2$;

V_{\max} – максимальная скорость движения жидкости в песколовке;

$V_{\max} = 0,3$ м/с согласно [19, табл. 28].

$$\omega_s = \frac{0,068}{2 \cdot 0,3} = 0,11 \text{ м}^2.$$

3.2.3 Площадь треугольной части отстойного желоба, м^2

$$\omega_{mp} = \frac{1}{4} \cdot b^2 \cdot \text{tg} \alpha, \quad (3.4)$$

где b – ширина отстойного желоба в песколовке с круговым движением воды, принимаю $b = 1$ м;

α – угол наклона стенки отстойного желоба к горизонту (сползания песка к щели отстойного желоба происходит при $\alpha = 60^\circ$).

$$\omega_{mp} = \frac{1}{4} \cdot 0,8^2 \cdot \text{tg} 60^\circ = 0,28 \text{ м}^2.$$

3.2.4 Высота треугольной части отстойного желоба

$$h_{mp} = \frac{2 \cdot \omega_{mp}}{b}, \quad (3.5)$$

$$h_{mp} = \frac{2 \cdot 0,28}{0,8} = 0,7 \text{ м.}$$

3.2.5 Максимальный слой воды в отстойном желобе при q_{max}

$$h_{max} = H_s = h_{mp} + \frac{\omega_{max} - \omega_{mp}}{b}, \quad (3.6)$$

$$h_{max} = 0,7 + \frac{0,11 - 0,28}{0,8} = 0,49 \text{ м.}$$

3.2.6 Минимальный слой воды в отстойном желобе при q_{min}

$$h_{min} = h_{max} - (h_{max}^{кан} - h_{min}^{кан}), \quad (3.7)$$

где $h_{max}^{кан}, h_{min}^{кан}$ – соответственно слой воды в подводящем канале при q_{max} и q_{min} .

Для определения $h_{max}^{кан}$ и $h_{min}^{кан}$ определяем характеристики подводящего лотка. Гидравлические характеристики канала определяются по таблице [28].

Таблица 3.1

Гидравлическая характеристика подводящего лотка отделения песколовки

Расход, л/с	Характеристика канала			
	Ширина, мм	Уклон	Наполнение, м	Скорость, м/с
$q_{max} = 128$	600	0,004	0,31	1,08
$q_{min} = 50$	600	0,004	0,26	0,8

По формуле определяем:

$$h_{min} = 0,49 - (0,31 - 0,26) = 0,44 \text{ м.}$$

3.2.7 Минимальная площадь живого сечения

$$\omega_{min} = \omega_{гр} \cdot \left(\frac{h_{min}}{h_{max}} \right)^2, \quad (3.8)$$

$$\omega_{min} = 0,28 \cdot \left(\frac{0,44}{0,49} \right)^2 = 0,23 \text{ м}^2.$$

3.2.8 Скорость в песколовке при q_{mins}

$$V_{min} = \frac{q_{mins}}{\omega_{min}}, \quad (3.9)$$

$$V_{min} = \frac{0,026}{0,23} = 0,11 \text{ м/с}$$

3.2.9 Продолжительность прохождения жидкости в отстойном желобе

$$t_1 = \frac{1}{V_{max}} = \frac{\pi \cdot (D - \epsilon)}{V_{max}}, \quad (3.10)$$

$$t_1 = \frac{3,14 \cdot (4-1)}{0,3} = 33,49 \text{ сек.}$$

При минимальном расходе песколовка будет работать при прикрытых шиберах на выходе сточной жидкости. В процессе эксплуатации будет осуществляться подтопление отстойных желобов.

3.2.10 Объем задерживаемого песка

$$Q_s = \frac{a \cdot N_s}{1000}, \quad (3.11)$$

где a – количество песка, поступающего в канализацию, принимаемого по п. 6.31 [24]. $a = 0,02$ л/(сут), влажность песка 60%, объемный вес $1,5$ т/м³.

$$Q_s = \frac{0,02 \cdot 12523}{1000} = 0,25 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

3.2.11 Требуемая глубина конусной части для песка

$$h_k = R \cdot \text{tg} \beta, \quad (3.12)$$

$$h_k = R \cdot \text{tg} \beta = 2 \cdot \text{tg} 60^\circ = 3,46 \text{ м.}$$

3.2.12 Высота слоя осадка

$$h_{oc} = \sqrt{\frac{3 \cdot Q_s \cdot t_2}{\pi \cdot \text{ctg} \beta^2 \cdot N}}, \quad (3.13)$$

где t_2 – продолжительность хранения песка в приемке в сутках, принимается согласно п. 6.32 [19]. $t_2 = 2$ суток.

$$h_{oc} = \sqrt{\frac{3 \cdot 0,25 \cdot 2}{3,14 \cdot (\text{ctg} 60^\circ)^2 \cdot 2}} = 0,85 \text{ м.}$$

3.2.13 Строительная высота песколовки

$$H_{cmp} = H_c + h_k + h_{бор}, \quad (3.14)$$

где $h_{бор}$ – высота борта песколовки над поверхностью воды, принимается равным 0,3 м.

$$H_{cmp} = 0,49 + 0,85 + 0,3 = 1,64 \text{ м.}$$

Высота песколовки вписывается в установленные рамки.

3.2.14 Расход технической воды на гидроэлеватор

$$q_{s_2} = \frac{Q_s \cdot 20}{N \cdot n \cdot t_3}, \quad (3.15)$$

где n – число выгрузок, принимается не реже одного раза в сутки;

t_3 – продолжительность выгрузки песка, не превышает 0,5 часа.

$$q_{s2} = \frac{0,25 \cdot 20}{2 \cdot 1 \cdot 0,5} = 5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

3.2.15 Подбор гидроэлеватора песколовки

Характеристики принятого гидроэлеватора, тип 1:

Диаметр сопла $d_c = 30$ мм;

Диаметр горловины $d_r = 55$ мм;

Напор на выходе диффузора $H_r = 15$ мм;

Расход рабочей воды $Q_s = 22$ л/с;

Напор рабочей воды $H_c = 52$ м;

Количество перекачиваемой пульпы $Q_z = 20$ л/с;

Количество перекачиваемого осадка $Q_o = 42$ л/с;

Так как гидроэлеватор подобран производительностью почти в 10 раз больше, то продолжительность выгрузки осадка будет менее 0,5 ч.

В песколовку для достижения большего эффекта будет подаваться воздух, который рассчитывается по формуле:

$$Q = I \cdot \pi \cdot R^2 \cdot N,$$

где, I -интенсивность аэрации, принимается $5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$,

N - число отделений песколовки

$$Q = 5 \cdot 3,14 \cdot 2^2 \cdot 2 = 125,6 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

3.3 Резервуар усреднитель

Усреднители применяют для регулирования состава или расхода сточных вод, поступающих на очистные сооружения. Иногда усреднение осуществляют по двум показателям одновременно. Это позволяет повысить эффективность и надежность работы устройств механической, биологической и физико-химической очистки. Усреднитель будет выравнивать пиковые расходы и концентрации сточных вод, что позволяет разработать более экономичные очистные сооружения для города Болотное, так как при этом для расчета принимаются усредненные данные.

$$A = \sum S \cdot t, \quad (3.16)$$

где S - изменение водопотребления за определенный промежуток времени;

t – время, час;

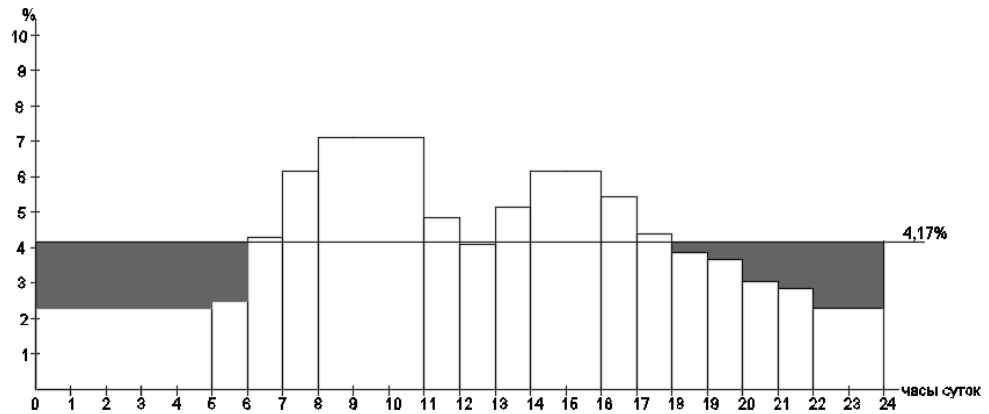


Рис.1 График притока сточной жидкости

$$A = (4,17 - 2,5) \cdot 7 + (4,17 - 3,9) \cdot 2 + (4,17 - 3,7) + (4,17 - 3,1) + (4,17 - 2,9) = 15,04\% .$$

3.3.1 Объем резервуара усреднителя

$$W = \frac{A \cdot Q}{100}, \quad (3.17)$$

$$W = \frac{15,04 \cdot 3700}{100} = 556,48 \text{ м}^3.$$

По результатам расчета принимаем резервуар усреднитель № типового проекта 901-4-79с 84 .

Характеристики усреднителя:

Полезный объем резервуара = 500-1400 м³;

Размеры резервуара В=12м, L=30м;

Условия применения h=3,75 м.

3.3.2 Мешалки в резервуаре-усреднителе

3.3.3 Производительность мешалки:

$$Q = \frac{W_{рез.}}{3600 \times n \times 0,5}$$

где n- количество мешалок в отделении резервуара.

$$Q = \frac{556,48}{3600 \times 2 \times 0,5} = 0,15 \text{ м}^3/\text{с} .$$

Принимается по 2 мешалки в каждое отделение резервуара-усреднителя, фирмы Flugt марки SR4610 с обручем.

Техническая характеристика мешалки SR4610

Наименование параметра	Единица измерения	Значение параметра
Скорость вращения ($\mathcal{G}_{\text{вращ}}$)	об/мин	1385
Диаметр рабочего колеса	мм	210
Высота (H)	мм	70-190
Мощность (N)	кВт	0,75

3.4 Первичные отстойники

К расчету принимается вертикальный отстойник, номер типового проекта 902-2-20.

Технические характеристики отстойника:

$D_{\text{set}} = 4$ м – диаметр отстойника;

$H_{\text{set}} = 4,1$ м – строительная высота цилиндрической части;

$H = 1,8$ м – строительная высота конической части.

Гидравлическая крупность задерживаемых в отстойнике частиц определяется по формуле:

$$U_0 = \frac{1000 \cdot H_{\text{set}} \cdot K_{\text{set}}}{\alpha \cdot t_{\text{set}} \cdot \left(H_{\text{set}} \cdot \frac{K_{\text{set}}}{h} \right)^n}, \quad (3.20)$$

где α – коэффициент влияния температуры на процесс отстаивания, принимается по [табл.14,25], $\alpha = 0,98$;

t_{set} – продолжительность отстаивания, принимается по [табл.15, 25], $t_{\text{set}} = 610$ с;

h – слой воды в лабораторном цилиндре, при котором получены, табличные значения

[табл.15, 25], $h = 0,5$ м;

n – коэффициент зависящий от агломерации взвеси в процессе осаждения, принимается по

[табл.15, 25], $n = 0,25$.

$$U_0 = \frac{1000 \cdot 4,1 \cdot 0,35}{0,98 \cdot 610 \cdot \left(4,1 \cdot \frac{0,35}{0,5} \right)^{0,25}} = 1,84 \text{ мм/с.}$$

Производительность отстойника определяется по формуле:

$$q_{set} = 2,8 \cdot K_{set} \cdot (D_{set}^2 - d_{en}^2) \cdot (U_0 - V_{tb}), \quad (3.21)$$

где V_{tb} – турбулентная составляющая, принимается по [табл.32, 1], $V_{tb} = 0$ мм/с.

$$q_{set} = 2,8 \cdot 0,35 \cdot (4^2 - 0,98^2) \cdot (1,84 - 0) = 27,71 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Необходимое количество отстойников определяется по формуле:

$$N = \frac{q_{midt}}{q_{set}}, \quad (3.22)$$

$$N = \frac{154,17}{27,71} = 6 \text{ шт.}$$

Принимается 6 отстойников на полный расход 3700 м³/сут.

Фактическая гидравлическая нагрузка на отстойник определяется по формуле:

$$q_{set}^f = \frac{q_{midt}}{N}, \quad (3.23)$$

$$q_{set}^f = \frac{154,17}{6} = 25,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Фактическая гидравлическая крупность задерживаемых частиц определяется по формуле:

$$U_0^f = \frac{q_{set}^f}{2,8 \cdot K_{set} \cdot (D_{set}^2 - d_{en}^2)}, \quad (3.24)$$

$$U_0^f = \frac{25,7}{2,8 \cdot 0,35 \cdot (4^2 - 0,98^2)} = 1,74 \text{ мм/с}.$$

Фактическая продолжительность отстаивания определяется по формуле:

$$t_{set}^f = \frac{1000 \cdot H_{set} \cdot K_{set}}{\alpha \cdot U_0^f \cdot \left(H_{set} \frac{K_{set}}{h} \right)^n}, \quad (3.25)$$

$$t_{set}^f = \frac{1000 \cdot 4,1 \cdot 0,35}{0,98 \cdot 1,74 \cdot \left(4,1 \cdot \frac{0,35}{0,5} \right)^{0,25}} = 646,4 \text{ с}.$$

Фактический эффект осветления приданной продолжительности отстаивания составляет $\mathcal{E}_{факт} = 42\%$ согласно [табл.15, 25].

Фактический вынос взвешенных веществ из отстойников определяется по формуле

$$C_{ex} = \frac{C_{en} \cdot (100 - \mathcal{E}_{факт})}{100}, \quad (3.26)$$

$$C_{ex} = \frac{220 \cdot (100 - 42)}{100} = 127,6 \text{ мг/л.}$$

Сухое вещество сырого осадка определяется по формуле:

$$A_{mud} = \frac{(C_{en} - C_{ex}) \cdot Q_{cym}}{10^6}, \quad (3.27)$$

$$A_{mud} = \frac{(220 - 127,6) \cdot 3700}{10^6} = 0,34 \text{ т/сут.}$$

Объем сырого осадка определяется по формуле:

$$Q_{mud} = \frac{A_{mud} \cdot 100}{\gamma_{mud} \cdot (100 - P_{mud})}, \quad (3.28)$$

где γ_{mud} – плотность сырого осадка, $\gamma_{mud} = 1 \text{ т/м}^3$;

P_{mud} – влажность сырого осадка, принимается по [табл.11, 25], $P_{mud} = 95 \%$

$$Q_{mud} = \frac{0,34 \cdot 100}{1 \cdot (100 - 95)} = 6,8 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Требуемая высота отстойника определяется по формуле:

$$H_{mp} = h_1 + H_{set} + h_2 + h_3 + h_4, \quad (3.29)$$

где h_1 – высота сухого борта, принимается согласно п.6.69, [19], равной 0,3 м;

h_2 – высота нейтрального слоя, принимается согласно п.6.69, [19], $H_{нейт} = 0,3 \text{ м}$;

h_3 – высота слоя осадка, определяется по формуле:

$$h_3 = \sqrt{\frac{3 \cdot Q_{mud}}{\pi \cdot N \cdot R^2}}, \quad (3.30)$$

где n – число выгрузок в сутки, для вертикальных отстойников согласно п.6.66, [19], $n = 1$.

$$h_3 = \sqrt{\frac{3 \cdot 6,8}{3,14 \cdot 4 \cdot 2^2}} = 0,64 \text{ м.}$$

h_4 – зазор между раструбом и отражательным щитом, для 6 м отстойника, принимается 0,35 м.

$$H_{mp} = 0,3 + 4,1 + 0,3 + 0,64 + 0,35 = 5,7 \text{ м.}$$

Строительная высота отстойника 5,9 м, отстойники подобраны верно.

На первую очередь принимается 4 отстойника, для второй очереди потребуется достроить 2 отстойника.

4 Сооружения биологической очистки

4.1.1 Нитрификатор-денитрификатор

4.1.2 Прирост активного ила

$$P_i = 0,8 \cdot C_{cdp} + K_q \cdot L_{cdp}, \quad (4.1)$$

где C_{cdp} – концентрация взвешенных веществ в осветленной сточной жидкости,

K_q – коэффициент прироста активного ила, принимается по п.6.148 [19];

$$L_{cdp} = L_{en} - 0,01 \cdot C_{en} \cdot \Theta_{осв} \cdot (1 - S) = 250 - 0,01 \cdot 220 \cdot 50 \cdot (1 - 0,3) = 173 \text{ мг/л.}$$

$$P_i = 0,8 \cdot 127,6 + 0,3 \cdot 173 = 153,98 \text{ мг/л.}$$

4.1.3 Концентрация азота органического, пошедшего на синтез клеток микроорганизмов в денитрификаторе и в аэротенке, определяется по формуле:

$$(\Delta N)_{ден,аэр} = P_i \cdot M \cdot m \cdot (1 - S), \quad (4.2)$$

где $M^{ден,аэр}$ – доля микроорганизмов в активном иле, принимается равной 0.3;

m – доля азота в клетках микроорганизмов в пересчёте на сухое вещество, принимается равной 0,15.

$$(\Delta N)_{ден,аэр} = 153,98 \cdot 0,3 \cdot 0,15 \cdot (1 - 0,3) = 4,85 \text{ мг/л.}$$

4.1.4 Требуемая степень рециркуляции активного ила, обеспечивающая снижение $N - NO_3$ в очищенной сточной жидкости до значений, соответствующих ПДК (9 мг/л), определяется из уравнения материального баланса по азоту

$$C_{N-NO_3}^{ПДК} + C_{N-NH_4}^{ПДК} = \frac{C_{N-NH_4} - \Delta N_{ден,аэр}}{1 + R_i}, \quad (4.3)$$

где $C_{N-NO_3}^{ПДК}$ – предельно допустимая концентрация азота нитратного в очищенной сточной жидкости, равна 9 мг/л;

$C_{N-NH_4}^{ПДК}$ – предельно допустимая концентрация азота аммонийного в очищенной сточной жидкости, равна 0,4 мг/л;

C_{N-NH_4} – концентрация азота аммонийного в сточной жидкости, принимается из расчётов степени очистки сточных вод, равная 105 мг/л.

$$9 + 0,4 = \frac{105 - 4,85}{1 + R_i},$$

$$R_i = 1,67. (R_i)_{внеш} = 0,6. (R_i)_{внутр} = 1,07.$$

4.1.5 Количество азота нитратов, поступивших в денитрификатор из вторичного отстойника с рециркуляционным потоком, определяется по формуле:

$$A_{N-NO_3} = \frac{(C_{N-NO_3})_{ден} \cdot Q_{сут} \cdot R_i}{10^6}, \quad (4.4)$$

$$A_{N-NO_3} = \frac{9 \cdot 3700 \cdot 1,67}{10^6} = 0,06 \text{т/сут}.$$

4.1.6 Значение азота нитратного в сточной жидкости, поступивших в денитрификатор с учётом рециркуляционного потока, мг/л, определяется по формуле:

$$(C_{N-NO_3})_{ден} = \frac{(C_{N-NO_3})_{ен} \cdot Q_{суу} + (C_{N-NO_3}) \cdot Q_{и}}{Q_{сут} + Q_{и}}, \quad (4.5)$$

где $(C_{N-NO_3})_{ен}$ – концентрация азота нитратного в исходной сточной жидкости, равная 0 мг/л,

$(C_{N-NO_3})_{и}$ – концентрация азота нитратного в циркулирующем иле, равная 9 мг/л,

$Q_{и}$ – расход циркулирующего ила определяется по формуле:

$$Q_{и} = Q_{сут} \cdot R_i, \quad (4.6)$$

$$Q_{и} = 3700 \cdot 1,67 = 6179 \text{м}^3/\text{сут}.$$

$$(C_{N-NO_3})_{ден} = \frac{9 \cdot 6179}{3700 + 6179} = 5,63 \text{мг/л}.$$

4.1.7 Количество загрязнений по БПК_{полн}, затраченных в денитрификаторе на восстановление азота нитратного определяется по формуле:

$$(A_L)_{вос} = K_i^{ден} \cdot A_{N-NO_3}, \quad (4.7)$$

где $K_i^{ден}$ – коэффициент для обеспечения полного восстановления нитратов до элементарного азота, принимается равным 4.

$$(A_L)_{вос} = 4 \cdot 0,06 = 0,24 \text{т/сут}.$$

4.1.8 Количество загрязнений по БПК_{полн}, поступивших в денитрификатор, определяется по формуле:

$$(A_L)_{ден} = \frac{L_{сдр} \cdot Q_{сут}}{10^6}, \quad (4.8)$$

$$(A_L)_{ден} = \frac{173 \cdot 3700}{10^6} = 0,64 \text{т/сут}.$$

4.1.9 Количество загрязнений по БПК_{полн} в сточной жидкости, поступающей в аэротенк, определяется по формуле:

$$(A_L)_{ар} = (A_L)_{ден} - (A_L)_{вос}, \quad (4.9)$$

$$(A_L)_{\text{аэп}} = 0,64 - 0,24 = 0,4 \text{ т/сут.}$$

4.1.10 Значение БПК_{полн} в сточной жидкости, поступающей в зону аэротенка без учёта разбавления, определяется по формуле:

$$(L_{\text{ен}})_{\text{аэп}} = \frac{(A_L)_{\text{аэп}} \cdot 10^6}{Q_{\text{сут}}}, \quad (4.10)$$

$$(L_{\text{ен}})_{\text{аэп}} = \frac{0,4 \cdot 10^6}{3700} = 108,1 \text{ мг/л.}$$

4.1.11 Продолжительность обработки сточной жидкости в денитрификаторе, определяется по формуле:

$$t_{\text{ден}} = \frac{(C_{N-NO_3})_{\text{ен}}^{\text{ден}} - (C_{N-NO_3})_{\text{ex}}^{\text{ден}}}{a_i \cdot (1-s) \cdot \rho_{\text{ден}}} \cdot \frac{20}{T_{\text{ср}}^x}, \quad (4.11)$$

где $(C_{N-NO_3})_{\text{ex}}^{\text{ден}}$ – концентрация нитратов на выходе, принимается равной 0 мг/л;

$\rho_{\text{ден}}$ – скорость восстановления нитратов, в зависимости от начального значения нитратов, принимается по таблице на [стр.303,24], равной 5,3 мг/(г·ч);

a_i – доза ила в денитрификаторе принимается 2 г/л;

$T_{\text{ср}}$ – средняя температура сточной жидкости самого холодного месяца, 15°C.

$$t_{\text{ден}} = \frac{5,63 - 0}{2 \cdot (1 - 0,3) \cdot 5,3} \cdot \frac{20}{15} = 1,01 \text{ ч.}$$

4.1.12 Объём денитрификатора определяется по формуле:

$$W_{\text{ден}} = (q_m)_{\text{ден}} \cdot t_{\text{ден}} \cdot (1 + R_i), \quad (4.12)$$

где $(q_m)_{\text{ден}}$ – средний расход сточной жидкости, поступающий на сооружение биологической очистки, для денитрификатора принимается равным среднему часовому расходу сточной жидкости.

$$W_{\text{ден}} = 154,17 \cdot 1,01 \cdot (1 + 1,67) = 415,75 \text{ м}^3.$$

4.1.13 Продолжительность обработки сточной жидкости в зоне аэротенка определяется по формуле:

$$t_{\text{ат}} = \frac{1 + \varphi \cdot a_i}{\rho_{\text{max}} \cdot C_o \cdot a_i \cdot (1-s)} \left[(C_o + K_o) \cdot (L_{\text{mix}} - L_{\text{ex}}) + K_l \cdot C_o \cdot \ln \frac{(L_{\text{ен}})_{\text{аэп}}}{L_{\text{ex}}} \right] \cdot K_p \cdot \frac{15}{T_w^3}, \quad (4.13)$$

где ρ_{max} – максимальная скорость окисления, для городских сточных вод принимается равным 85 мг БПК_{полн}/(г·л) по [табл.40, 19];

C_o – концентрация растворенного кислорода в аэротенке, принимается по [п.6.157, 19], равная 2 мг/л;

K_l – константа, характеризующая свойства органических загрязняющих веществ, принимается 33 мг БПК_{полн}/л для городских сточных вод по [табл.40, 19];

K_0 – константа, характеризующая влияние кислорода, для городских сточных вод, принимается равным 0,625 мг O_2 /л по [табл.40, 19];

ϕ – коэффициент ингибирования продуктами активного ила, для городских сточных вод принимается равным 0,07 г/л по [табл.40, 19];

a_i – доза ила в аэротенке принимается 2,0 г/л;

K_p – коэффициент, учитывающий влияние продольного перемешивания, принимается по [п.6.144, 19], равный 1.5;

L_{mix} – БПК_{полн} сточной жидкости с учётом разбавления рециркуляционным расходом, определяется по формуле:

$$L_{mix} = \frac{L_{cdp} + L_{ex} \cdot R_i}{1 + R_i}, \quad (4.14)$$

$$L_{mix} = \frac{173 + 15 \cdot 1,67}{1 + 1,67} = 74,17 \text{ мг/л};$$

$$t_{at} = \frac{1 + 0,07 \cdot 2}{85 \cdot 2 \cdot 2 \cdot (1 - 0,3)} \cdot [(2 + 0,625) \cdot (74,17 - 15) + 33 \cdot 2 \cdot \ln \frac{173}{15}] \cdot 1,5 \cdot \frac{15}{15} = 2,27 \text{ ч}.$$

4.1.14 Требуемый объём аэротенка определяется по формуле:

$$W_{at} = (q_m)_{at} \cdot t_{at}, \quad (4.15)$$

$$W_{at} = 154,17 \cdot 2,27 = 350,8 \text{ м}^3.$$

4.1.15 Требуемая продолжительность нахождения сточной жидкости в нитрификаторе определяется по формуле:

$$t_{num} = \frac{C_{N-NH_4} - \Delta N_{ден,аэр} - C_{N-NH_4}^{ПДК}}{a_i \cdot (1 - s) \cdot \rho_{num} \cdot K_{pH}} \cdot \frac{20}{T_{\omega}^3}, \quad (4.16)$$

где ρ_{num} – скорость окисления азота, принимается согласно таблице [стр.302, 24], при $C_{N-NH_4} = 30$ мг/л принимаем $\rho_{num} = 5,5$ мг/(г·ч);

a_i – доза ила в нитрификаторе принимается 2,0 г/л;

K_{pH} – коэффициент, учитывающий влияние рН, при рН=7,5, $K_{pH} = 0,73$.

$$t_{num} = \frac{30 - 4,85 - 0,4}{2 \cdot (1 - 0,3) \cdot 5,5 \cdot 0,73} \cdot \frac{20}{15} = 5,87 \text{ ч}.$$

4.1.16 Требуемый объём нитрификатора, определяется по формуле:

$$W_{num} = (q_m)_{num} \cdot t_{num}, \quad (4.17)$$

где $(q_m)_{num}$ – средний расход сточной жидкости, поступающий на сооружение биологической очистки, для нитрификатора принимается равным среднему расходу в аэротенке.

$$W_{num} = 154,17 \cdot 5,87 = 905,1 \text{ м}^3.$$

4.1.17 Требуемый объём денитрификатора, аэротенка, нитрификатора, определяется по формуле:

$$\sum W = W_{ден} + W_{ат} + W_{num}, \quad (4.18)$$

$$\sum W = 415,75 + 350,8 + 905,1 = 1671,65 \text{ м}^3.$$

Таблица 4.1

Характеристики аэротенка А-2-4,5-3,2

число секций – 3	длина аэротенка – 24 м
число коридоров в секции - 2	общий объём– 1040 м ³
объём вставки – 173 м ³	ширина коридора – 4,5 м
	глубина – 3,2 м

На первую очередь требуется построить 2 секции нитрификатора-денитрификатора, на вторую потребуются достроить ещё одну.

Процентное соотношение распределения зон в аэротенке нитрификатора-денитрификаторе:

$$P_{ден} = 24,88\%;$$

$$P_{аэр} = 20,98\%;$$

$$P_{num} = 54,14\%.$$

Из производительности ОСК, на первую очередь выделяется одна секция нитрификатора-денитрификатора, на вторую достраивается ещё одна.

4.1.18 Удельный расход воздуха

$$q_{air} = \frac{q_0 \cdot (L_{cdp} - L_{ex})}{K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot K_T \cdot (C_a - C_0)} + \frac{q_0 \cdot (L_{cdp}^{эКВ} - L_{ex}^{эКВ})}{K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot K_T \cdot (C_a - C_0)}, \quad (4.19)$$

где K_1 – коэффициент, учитывающий тип аэратора, принимается для мелкопузырчатой аэрации при $\frac{f_{air}}{F_{ат}} = 1$ по [п.6.157 19], $K_1 = 1,34$;

K_2 – коэффициент, зависящий от глубины погружения аэратора, принимается при $H_{air} = 3$ м по [табл.43, 19], $K_2 = 2,08$;

K_3 – коэффициент качества сточной жидкости, принимается по [п.6.157, 19], $K_3 = 0,85$;

q_0 – удельный расход кислорода воздуха для полной биологической очистки, принимается по [п.6.157, 19], $q_0 = 1,1 \frac{\text{мг} \cdot \text{O}_2}{\text{мг} \cdot \text{БПК}_{\text{полн}}}$;

$L_{\text{en}}^{\text{экв}}$ – количество кислорода, необходимое для полного окисления азота;

$$L_{\text{ex}}^{\text{экв}} = C_{N-NH_4}^{\text{ПДК}} \cdot 3,43 \quad , \quad (4.20)$$

$L_{\text{ex}}^{\text{экв}}$ – количество кислорода, которое не будет затрачено на окисление оставшегося азота:

$$L_{\text{en}}^{\text{экв}} = (C_{N-NH_4} - \Delta N_{\text{ден,аэр}}) \cdot 3,43 \quad , \quad (4.21)$$

K_T – коэффициент, учитывающий температуру сточной жидкости:

$$K_T = 1 + 0,02 \cdot (T_{\omega}^n - 20) \quad , \quad (4.22)$$

где T_{ω}^n – средняя температура сточной жидкости по усреднённым данным за самый тёплый месяц, $T_{\omega}^n = 20^{\circ} \text{C}$;

C_a – растворимость кислорода воздуха в воде:

$$C_a = C_m \cdot \left(1 + \frac{h_a}{20,6}\right) \cdot \frac{P_{\text{атм}}}{P_{\text{норм}}} \quad , \quad (4.23)$$

где h_a – глубина погружения аэратора, принимается на 0,2-0,4 меньше глубины аэротенка;

C_T – растворимость кислорода в воде в зависимости от температуры и атмосферного давления, принимается по [табл.2.4,29], .

$$C_a = 9,17 \cdot \left(1 + \frac{3}{20,6}\right) \cdot \frac{740}{760} = 10,23 \text{мг/л} ;$$

$$K_T = 1 + 0,02 \cdot (20 - 20) = 1 ;$$

$$L_{\text{ex}}^{\text{экв}} = 0,4 \cdot 3,43 = 1,4 \text{мг/л} ;$$

$$L_{\text{en}}^{\text{экв}} = (30 - 4,85) \cdot 3,43 = 86,26 \text{мг/л} ;$$

$$q_{\text{air}} = \frac{1,1 \cdot (173 - 15)}{1,34 \cdot 2,08 \cdot 0,85 \cdot 1 \cdot (10,23 - 2)} + \frac{1,1 \cdot (86,26 - 1,4)}{1,34 \cdot 2,08 \cdot 0,85 \cdot 1 \cdot (10,23 - 4)} = 15,23 \text{м}^3 / (\text{м}^3 \times \text{ч}) .$$

4.1.19 Общий расход воздуха

$$Q_{\text{air}} = q_{\text{air}} \cdot q_m \quad , \quad (4.24)$$

$$Q_{\text{air}} = 15,23 \cdot 154,17 = 2348 \text{м}^3 / \text{ч} .$$

4.1.20 Мешалки

4.1.21 Расстояния между мешалками

$$\begin{aligned} l_{\text{меш}} &= 2,5H_{\text{ат}} \\ l_{\text{меш}} &= 2B \end{aligned} \quad (4.25)$$

где $H_{\text{ат}}$ – глубина аэротенка;

B – ширина аэротенка.

$$l_{\text{меш}} = 2,5 \cdot 3,2 = 8\text{м}$$

$$l_{\text{меш}} = 2 \cdot 4,5 = 9\text{м}$$

Принимается наименьшее расстояние 8м.

4.1.22 Количество мешалок

$$N = \frac{L}{l_{\text{меш}}} \quad (4.26)$$

где L – длина резервуара-усреднителя.

$$N = \frac{12}{8} = 1,5 \approx 2\text{шт.}$$

4.1.23 Фактическое расстояние между мешалками

$$L_{\text{факт}}^{\text{меш}} = \frac{L}{N} \quad (4.27)$$

$$L = \frac{12}{2} = 6\text{м.}$$

4.1.24 Объем мешалок определяется по формуле:

$$Q = B \cdot H_{\text{ат}} \cdot l_{\text{факт}} \quad (4.28)$$

$$Q = 4,5 \cdot 3,2 \cdot 6 = 86,4\text{м}^3.$$

Время работы мешалок 0,5 часа, поэтому производительность мешалок будет равна:

$$q_{\text{м}} = \frac{W}{t} \quad (4.29)$$

$$q_{\text{м}} = \frac{86,4}{0,5} = 172,8\text{м}^3 / \text{ч} = 0,048\text{м}^3 / \text{с}.$$

Принимается мешалка типа SR4630, $\mathcal{G}_{\text{вращ}} = 710\text{об/мин}$, D рабочего колеса 368 мм, с обручем $H = 230\text{мм}$, мощностью 1,5 кВт, $Q = 0,225\text{ м}^3/\text{с}$.

4.1.25 Объём неуплотненного избыточного активного ила

$$Q_i = \frac{A_i \cdot 100}{(100 - P_i) \cdot \gamma_i}, \quad (4.30)$$

где A_i - суточное количество избыточного ила по сухому веществу:

$$A_i = \frac{\Delta P_i \cdot Q_{cym}}{10^6}, \quad (4.31)$$

где ΔP_i - количество избыточного ила, удаленного из биологической системы:

$$\Delta P_i = P_i - a_i, \quad (4.32)$$

где P_i - влажность неуплотненного активного ила:

$$P_i = \left(1 - \frac{a_{ил.к.}}{1000}\right) \cdot 100, \quad (4.33)$$

где $a_{ил.к.}$ - концентрация ила в иловой камере:

$$a_{ил.к.} = a_i \cdot \left(\frac{1 + R_i}{R_i}\right), \quad (4.34)$$

γ_i - плотность избыточного активного ила, принимается равной 1 т/м^3 ;

$$\Delta P_i = 153,98 - 10 = 143,98 \text{ мг/л};$$

$$A_i = \frac{143,98 \cdot 3700}{10^6} = 0,53 \text{ т/сут};$$

$$a_{ил.к.} = 2 \cdot \left(\frac{1 + 0,6}{0,6}\right) = 5,33 \text{ г/л};$$

$$P_i = \left(1 - \frac{5,33}{1000}\right) \cdot 100 = 99,5 \%;$$

$$Q_i = \frac{0,53 \cdot 100}{(100 - 99,5) \cdot 1} = 106 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

4.2 Вторичные отстойники

4.2.1 Гидравлическая нагрузка

$$q_{ssa} = \frac{4,5 \cdot K_{ssa} \cdot H_{ssa}^{0,8}}{(0,1 \cdot a_i \cdot I_i)^{0,5 - 0,01 \cdot a_i}}, \quad (4.35)$$

где K_{ssa} - коэффициент использования объема отстойника после аэротенка, равен 0,35, принимается согласно [19, п. 6.161];

$$q_{ssa} = \frac{4,5 \cdot 0,35 \cdot 3^{0,8}}{(0,1 \cdot 2 \cdot 95)^{0,5 - 0,01 \cdot 10}} = 1,17 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

4.2.2 Количество отстойников:

$$N_{ssa} = \frac{q_{cp.ч}}{q_{ssa} \cdot F_{omc}}, \quad (4.36)$$

$$N_{ssa} = \frac{154,17}{1,17 \cdot 3,14 \cdot 3^2} = 4,66 \text{ шт.}$$

Принимается 5 отстойников. Номер типового проекта №902-2-24.

Диаметр = 6 м;

Высота цилиндрической части = 3 м;

Высота конической части = 2,8 м;

4.2.3 Объем циркулирующего активного ила

$$W_{ci} = \frac{Q_{cym} \cdot R_i}{24}, \quad (4.37)$$

$$W_{ci} = \frac{3700 \cdot 0,6}{24} = 92,5 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

4.2.4 Требуемая высота отстойника:

$$H_{mp} = H_{ssa} + h_1 + h_2 + h_3 + h_4, \quad (4.38)$$

где h_1 – высота кромки отстойника над уровнем воды, принимается согласно [19, п. 6.69] равной 0,3 м;

h_2 – высота нейтрального слоя, принимается согласно [19, п. 6.63] равной 0,3 м;

h_3 – высота слоя осадка, м:

$$h_3 = \frac{3 \cdot W_c \cdot T}{F_{отс} \cdot N_{отс}}, \quad (4.39)$$

h_4 – зазор между раструбом и отражательным щитом, принимается равным 0,35.

$$h_3 = \frac{3 \cdot 92,5 \cdot 1}{3,14 \cdot 3^2 \cdot 6} = 1,64 \text{ м;}$$

После перерасчёта принимаем 6 отстойников.

$$H_{mp} = 3,0 + 0,3 + 0,3 + 1,64 + 0,35 = 5,59 \text{ м.}$$

Строительная высота отстойника 5,8 м, отстойники для первой очереди подобраны верно. На первую очередь предполагается 3 отстойника, на вторую нужно достроить ещё 3.

5 Доочистка сточных вод

По типовому проекту для доочистки сточных вод подобран микрофильтр МФМ 1,5*1,9 .2 рабочих и один резервный.

Технические характеристики микрофильтра:

Производительность-0,14 тыс. м³/ч;

Мощность эл. двигателя-2,2 кВт;

Длина-3267 мм;

Ширина-1850 мм;

Высота-2250 мм;

Общая масса-2430 кг.

Так же были посчитаны и подобраны скорые фильтры.

Суммарная площадь фильтров:

$$F = \frac{Q_{\text{сум}}}{24 \times V_p - n \times V_p \times T}, \quad (5.1)$$

где V_p - скорость фильтрации при форсированном режиме, $V_p = 10$ м/ч, согласно [19, табл.52];

T - продолжительность промывки, $T = 0,17$ ч, согласно [19, табл.52];

n - число промывок фильтра, $n = 1$.

$$F = \frac{3700}{24 \times 10 - 2 \times 10 \times 0,17} = 15,64 \text{ м}^2.$$

Фактическая площадь фильтра:

$$F_{\phi} = \pi \times R^2, \quad (5.2)$$

$$f = 3,14 \times 1,5^2 = 7,06 \text{ м}^2.$$

Количество фильтров:

$$N = \frac{F}{f}, \quad (5.3)$$

$$N = \frac{15,64}{7,06} = 2,22 \text{ шт.}$$

К строительству принимается 3 скорых фильтра.

Общая высота фильтра:

$$H = H_3 + H_B + h_c + d_{\kappa}, \quad (5.4)$$

где H_3 - высота фильтрующей загрузки с поддерживающими слоями, $H_3 = 1,2$ м;

H_B - высота слоя воды над поверхностью загрузки, $H_B = 2$ м;

h_c - превышение строительной высоты над расчетным уровнем воды, $h_c = 0,5$ м;

d_k - диаметр коллектора трубчатого дренажа, определяется исходя из скорости движения воды в нем в ходе промывки:

$$d_k = \sqrt{\frac{4 \times q_{np}}{\pi \times V_k}}, \quad (5.5)$$

где q_{np} - расход промывной воды, определяется по формуле:

$$q_{np} = \frac{I \times f}{1000}, \quad (5.6)$$

где I - интенсивность промывки, $I = 7$ л/(с · м²).

$$q_{np} = \frac{7 \times 27}{1000} = 0,189 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$d_k = \sqrt{\frac{4 \times 0,189}{3,14 \times 1,2}} = 0,45 \text{ м};$$

$$H = 1,2 + 2 + 0,5 + 0,45 = 4,45 \text{ м}.$$

Расход воздуха на промывку:

$$q_{air} = \frac{I_{air} \times f}{1000}, \quad (5.7)$$

где I_{air} - интенсивность подачи воздуха, $I = 15$ л/(с × м²).

$$q_{np} = \frac{15 \times 27}{1000} = 0,405 \text{ м}^3/\text{с}.$$

По БПК_{полн}:

$$L_{ex}^{\phi} = 15 \cdot \frac{100 - 20}{100} = 12 \text{ мг / л},$$

$$L_{ex}^{\text{факт}} = 12 \cdot \frac{100 - 50}{100} = 6 \text{ мг / л}.$$

По взвешенным веществам:

$$C_{ex}^{\phi} = 10 \cdot \frac{100 - 50}{100} = 5 \text{ мг / л},$$

$$C_{ex}^{\text{факт}} = 5 \cdot \frac{100 - 70}{100} = 1,5 \text{ мг / л}.$$

Резервуары чистой воды и промывных вод:

Объем резервуаров-накопителей рассчитывается на две промывки при одновременной промывке одного фильтра:

$$W_{np} = 2 \cdot \frac{I \cdot t \cdot f}{1000} \cdot 60, \quad (5.8)$$

где T – продолжительность этапа промывки, мин. Промывка водой с интенсивностью 5л/(с.м²) в течении 12 мин и с интенсивностью 7л/(с.м²) в течении 8 мин по табл.53 [19]. $T = 2$ ч

$$W_{np} = 2 \cdot \left(\frac{5 \cdot 12 \cdot 9}{1000} + \frac{8 \cdot 7 \cdot 9}{1000} \right) \cdot 60 = 125 \text{ м}^3.$$

Резервуары чистой воды и грязной воды рассчитываются на две промывки фильтров, а также на промывку микрофильтров:

$$W_2 = W_{np} + W_{mf}, \quad (5.9)$$

$$W_2 = 125 + 148 = 273 \text{ м}^3.$$

Принимаем два типовых железобетонных резервуара объемом 100 м³ каждый; типовой проект 901-4-49с, D=6300мм; условие применения h=3,5 м.

Резервуары промывных вод принимаются такими же, как и для чистой воды.

5.1 Отделитель кристаллического осадка

Требуемый объем отделителя органического и кристаллического осадка находится по формуле:

$$W = \frac{Q_{пром} \cdot t}{24}, \quad (5.10)$$

где t – продолжительность осаждения промывной воды для выделения активного ила и кристаллического осадка, принимается равным 2 ч.

$$W = \frac{125 \cdot 2}{24} = 10,42 \text{ м}^3.$$

Подбирается отделитель органического и кристаллического осадка по типовому проекту 902-2-23. Диаметром 4 м. $H_{цил} = 2,1$ м, $H_{кон} = 1,8$ м. Пропусная способность 22,1 м³/ч.

Концентрация кристаллов FePO₄, образующихся при введении хлорного железа для снижения фосфора в сточной жидкости до 0,2 мг/л:

$$C_{FePO_4} = \frac{4,95 \cdot 100}{37}, \quad (5.11)$$

где 4,95 мг – количество хлорного железа для снижения фосфора в сточной жидкости при исходной концентрации фосфора 3,3 мг/л,

37% - доля железа в соединении FePO₄.

$$C_{FePO_4} = 13,38 \text{ мг / л}$$

Сухое вещество кристаллов ортофосфорной кислоты определяется по формуле:

$$A_{FePO_4} = \frac{C_{FePO_4} \cdot Q_{сум}}{10^6}, \quad (5.12)$$

$$A_{FePO_4} = \frac{13,38 \cdot 3700}{10^6} = 0,05 \text{ м} / \text{сут}.$$

Сухое вещество активного ила, выносимого из вторичных отстойников и задерживаемых на микрофильтрах и зернистых фильтрах:

$$A_c = \frac{(C_{ex} - C_{en}) \cdot Q_{сум}}{10^6}, \quad (5.13)$$

где C_{en} , C_{ex} - концентрация взвешенных веществ до микрофильтра и после зернистого фильтра, мг/л

$$A_c = \frac{(5 - 1,5) \cdot 3700}{10^6} = 0,013 \text{ м} / \text{сут}.$$

Суммарное количество органического и кристаллического осадков:

$$\sum A = A_{FePO_4} + A_c = 0,05 + 0,013 = 0,063 \text{ м} / \text{сут}.$$

Объем органического и кристаллического осадков:

$$Q = \frac{\sum A \cdot 100}{(100 - P) \cdot \gamma}, \quad (5.14)$$

где P – влажность органического и кристаллического осадка, принята равной 97%.

$$Q = \frac{0,063 \cdot 100}{(100 - 97) \cdot 1} = 2,1 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

Объем обезвоженного органического и кристаллического осадка:

$$W_{кека} = \frac{\sum A \cdot 100}{(100 - P_{кека}) \cdot \gamma_{кека}}, \quad (5.15)$$

где $P_{кека}$ – влажность обезвоженного осадка, 75%.

$$W_{кека} = \frac{0,063 \cdot 100}{(100 - 75) \cdot 1} = 0,25 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

Объем фильтрата после ленточного фильтр-пресса:

$$Q_{фильтрат} = Q - W_{кека} = 2,1 - 0,25 = 1,85 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

Подбирается фильтр-пресс марки ПЛ-0,6К*.

Технические характеристики:

Ширина ленты – 600 мм,

Количество валов – 15 шт,

Мощность – 1,5 кВт,
Длина – 2690 мм,
Ширина – 1340 мм,
Высота – 1800 мм,
Расход на промывку – 5 м³/ч,
Масса – 2400 кг.

6 Обеззараживание сточной жидкости

Подобрано по типовому проекту ОДВ-200С, производительностью 200 м³/ч, с размерами 0,6×0,8×1,6 м.

7 Сооружения по обработке осадков

7.1 Бункер песка

К строительству принимается здание пескового бункера, с размерами в плане 6×9 м. В здании находится четыре бункера, каждый объемом по 5 м³.

Время хранения песка в бункерах:

$$t_n = \frac{W_{\sigma} \cdot N_{\sigma}}{Q_s}, \quad (7.1)$$

где Q_s – объем задерживаемого песка в песколовках, $Q_s = 0,25$ м³/сут;

W_{σ} – рабочий объем пескового бункера, диаметром 1,5 м;

N_{σ} – количество бункеров.

$$t_n = \frac{1,77 \cdot 2}{0,25} \approx 14 \text{ сут.}$$

7.2 Расчет аэробного стабилизатора

Из расчета первичного остойника:

$$A_{mud} = 0,34 \text{ м} / \text{сут};$$

$$P_{mud} = 95\%;$$

$$Q_{mud} = 6,8 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

Из расчета нитрификатора-денитрификатора:

$$A_i = 0,53 \text{ м} / \text{сут};$$

$$P_i = 99,5\%;$$

$$Q_i = 106 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

7.2.1 Продолжительность аэробной стабилизации

$$t_{as} = 1,08^{20-T_{as}} (1 + 5q_i)(1 + 0,5\beta), \quad (7.2)$$

где t_{as} – расчетная температура в аэробном стабилизаторе, принимается по п.6.365 [19], $t_{as} = 10$ °С;

q_i -суточная нагрузка по БПК_{пол} в аэротенке на 1г сухого беззольного вещества активного ила, в сутках ; $q_i = 0,024 \cdot \rho = 0,596$ г/л;

β – соотношение сухого вещества сырого осадка и избыточного активного ила

$$\beta = \frac{A_{mud}}{A_i}, \quad (7.3)$$

$$\beta = \frac{0,34}{0,53} = 0,64.$$

$$\sum A = A_i' + A_i'', \quad (7.4)$$

$$\sum A = 0,34 + 0,53 = 0,87 \text{ м} / \text{сут}.$$

$$\sum Q = Q_i' + Q_i'', \quad (7.5)$$

$$\sum Q_{sm} = 6,8 + 106 = 112,8 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

$$t_{as} = 1,08^{10} (1 + 5 \cdot 0,596) (1 + 0,5 \cdot 0,64) = 11,34 \text{ суток}.$$

7.2.2 Объем собственного аэробного стабилизатора

$$Q_{sm}^{98\%} = \frac{100 \cdot \sum A}{\gamma_{sm} \cdot (100 - P_{sm})}, \quad (7.6)$$

где γ_{sm} – плотность загружаемой смеси, принимается 1т/м³;

P_{sm} – влажность иловой смеси 98%.

$$Q_{sm}^{98\%} = \frac{100 \cdot 0,87}{1 \cdot (100 - 98)} = 43,5 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

$$W_{sm} = Q_{sm}^{98\%} \cdot t_{as}, \quad (7.7)$$

$$W_{sm} = 43,5 \cdot 11,34 = 493,3 \text{ м}^3.$$

7.2.3 Объем зоны отстаивания

$$W_0 = \frac{\sum Q \cdot T_0}{24}, \quad (7.8)$$

где T_0 - продолжительность отстаивания принимается 2 ч.

$$W_0 = \frac{112,8 \cdot 2}{24} = 9,4 \text{ м}^3.$$

7.2.4 Объем зоны уплотнения

$$W_u = \frac{Q_{sm}^{98\%} \cdot T_u}{24}, \quad (7.9)$$

где T_u – продолжительность уплотнения, принимается 5ч

$$W_u = \frac{43,5 \cdot 5}{24} = 9,06 \text{ м}^3.$$

7.2.5 Общий объем стабилизатора

$$\sum W_{as} = W_{sm} + W_0 + W_u, \quad (7.10)$$

$$\sum W_{as} = 493,3 + 9,4 + 9,06 = 511,76 \text{ м}^3.$$

К строительству принимается аэробный стабилизатор из 3 секций, длиной 18 м, ширина секции 3 м и глубиной 4,5 м. На первую очередь потребуется 2 секции, на вторую будет достраиваться ещё одна.

7.2.6 Расход воздуха, кг O₂/кг

$$Q_{air} = \frac{10^6 \cdot q_{sm} \cdot (A_i^I + A_i^{II})}{24 \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot K_T \cdot (C_a - C_0)}, \quad (8.11)$$

где q_{sm} – для смеси сырого осадка и избыточного ила

$$q_{sm} = \frac{q_u + \beta}{1 + \beta}, \quad (8.12)$$

Для избыточного ила $q_u = 0,2 + 0,55 \cdot q_i$

$$q_u = 0,2 + 0,55 \cdot 0,596 = 0,528;$$

$$q_{sm} = \frac{0,528 + 0,64}{1 + 0,64} = 0,71;$$

$$A = \frac{0,87 \cdot (100 - 30)}{100} = 0,61 \text{ г/сут};$$

$$Q_{air} = \frac{10^6 \cdot 0,71 \cdot 0,61}{24 \cdot 2,13 \cdot 1,43 \cdot 0,88 \cdot 1,2 \cdot (9,45 - 2)} = 751,84 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

7.2.7 Расход тепла на подогрев осадка.

$$\Theta_{po} = \frac{4,18 \cdot 10^3 \cdot C \cdot Q_{sm\Sigma} \cdot (T_{as} - T_0)}{24}, \quad (7.13)$$

где C – удельная теплоемкость воды, ккал/кг

Так как T_0 больше T_{as} , то подогрев осадка не требуется.

7.2.8 Теплотери через перекрытия

$$\Theta_p = 4,18 \cdot 10^{-3} \cdot K \cdot F_{as} \cdot (T_u - T), \quad (7.14)$$

где T – расчетная температура наружного воздуха самой холодной пятидневки °С, для Новосибирской области принимается -41°С.

$$\Theta_p = 4,18 \cdot 10^{-3} \cdot 3 \cdot 168 \cdot (20 + 41) = 126 \text{ тыс. кДж/ч}.$$

7.2.9 Унос тепла с воздухом

$$\Theta_{\omega} = 10^{-3} \cdot \rho \cdot Q_{air} \cdot (J_{as} - J), \quad (7.15)$$

где ρ – плотность подаваемого в стабилизатор воздуха кг/м³;

J_{as} – теплосодержание воздуха, прошедшего через осадок и выходящего аэробного стабилизатора, принимается 57 кДж/кг;

$$\rho = \frac{1,293 \cdot P}{(1 + 0,00367 \cdot T) \cdot P_u}, \quad (7.16)$$

$$\rho = \frac{1,293 \cdot 760}{(1 + 0,00367 \cdot (-41)) \cdot 760} = 1,5 \text{ кг/м}^3;$$

$$\Theta_{\omega} = 10^{-3} \cdot 1,5 \cdot 751,84 \cdot (57 + 41) = 110,52 \text{ тыс. кДж/ч}.$$

7.2.10 Расход тепла в грунт

$$\Theta_q = \frac{F_{sd} \cdot (T_{as} - T)}{R_0}, \quad (7.17)$$

где R_0 –сопротивление теплопередачи, зависит от зоны соприкосновения грунта со стенками стабилизатора, принимаемым равным 2;

F_{sd} - площадь стенок и днища блока аэробных стабилизаторов,

$$\Theta_q = \frac{726 \cdot (20 + 41)}{2} = 22143 \text{ тыс. кДж/ч.}$$

7.2.11 Общий расход тепла

$$\Theta_{\Sigma} = \Theta_p + \Theta_q + \Theta_{\omega}, \quad (7.18)$$

$$\Theta_{\Sigma} = 126 + 22143 + 110,52 = 22379,5 \text{ тыс. Дж/ч.}$$

7.2.12 Требуемый расход топлива

$$W = \frac{1000 \cdot \Theta_{\Sigma}}{4,18 \cdot q_c}, \quad (7.19)$$

где q_c – теплотворная способность топлива, принимается для природного газа 7000 ккал/кг

$$W = \frac{1000 \cdot 22379,5}{4,18 \cdot 7000} = 764,85 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

7.2.13 Количество распавшегося сухого беззольного вещества

$$A_r = \frac{A \cdot R}{100}, \quad (7.20)$$

где R – распад сухого беззольного вещества, принимается 30%

$$A_r = \frac{0,61 \cdot 30}{100} = 0,183 \text{ т /сут.}$$

7.2.14 Количество аэробно стабилизированного осадка, направляемого на дальнейшую обработку

$$A_{as} = A_{\Sigma} - A_r, \quad (7.21)$$

$$A_{as} = 0,87 - 0,183 = 0,687 \text{ т/сут.}$$

7.2.15 Объем аэробно стабилизированного осадка после уплотнения

$$Q_{asu} = \frac{100 A_{as}}{\gamma_{as} (100 - P_{as})}, \quad (7.22)$$

где γ_{as} – плотность аэробно стабилизированного осадка принимается 1 т/сут;

$$Q_{asu} = \frac{100 \cdot 0,687}{1 \cdot (100 - 97)} = 22,9 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

7.3 Фильтр-пресс

7.3.1 Сухое вещество кека

$$A_{\text{кек}} = \frac{A_{\text{ас}} \cdot \mathcal{E}_{\text{фн}}}{100}, \quad (7.23)$$

где $\mathcal{E}_{\text{фн}}$ – эффект обезвоживания принимается $\mathcal{E}_{\text{фн}} = 98\%$;

$$A_{\text{кек}} = \frac{0,687 \cdot 98}{100} = 0,67 \text{ т/сут.}$$

7.3.2 Объем кека

$$W_{\text{кек}} = \frac{A_{\text{кек}} \cdot 100}{(100 - P_{\text{кек}}) \cdot \gamma_{\text{кек}}}, \quad (7.24)$$

$$W_{\text{кек}} = \frac{0,67 \cdot 100}{(100 - 70) \cdot 1} = 2,24 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

7.3.3 Объем фильтрата

$$Q_{\text{фильт}} = Q_{\text{ас}} - W_{\text{кек}}, \quad (7.25)$$

$$Q_{\text{фильт}} = 22,9 - 2,24 = 20,66 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

7.3.4 Сухое вещество фильтрата

$$A_{\text{фильт}} = \frac{A_{\text{ас}} \cdot (100 - \mathcal{E}_{\text{фн}})}{100}, \quad (7.26)$$

$$A_{\text{фильт}} = \frac{0,687 \cdot (100 - 98)}{100} = 0,014 \text{ т/сут} = 0,014 \text{ кг/ч.}$$

7.3.5 Концентрация взвешенного вещества в фильтрате

$$C_{\text{ен}}^{\text{фильт}} = \frac{A_{\text{фильт}} \cdot 10^6}{Q_{\text{фильт}}}, \quad (7.27)$$

$$C_{\text{ен}}^{\text{фильт}} = \frac{0,014 \cdot 10^6}{20,66} = 665,05 \text{ мг/л.}$$

7.3.6 Сухое вещество флокулянта

$$A_{\text{флок}} = \frac{A_{\text{ас}} \cdot a}{100}, \quad (7.28)$$

$$A_{\text{флок}} = \frac{0,687 \cdot 5}{1000} = 0,0034 \text{ т/сут.}$$

7.3.7 Количество фильтр-прессов

$$N_{\text{фн}} = \frac{Q_{\text{сбр}}}{t_{\text{фн}} \cdot q_{\text{фн}}}, \quad (7.29)$$

где $q_{\phi n}$ – производительность фильтр-пресса;

$$N_{\phi n} = \frac{22,9}{6 \cdot 20} = 0,19 \text{ шт.}$$

К строительству принимается фильтр-пресс ПЛ-06К*.

7.3.8 Расход технической воды на промывку лент фильтр-пресса

$$Q_{\text{тех.вод.}} = q_{\text{тех.вод.}} \cdot N_{\phi n} \cdot t_{\phi n} \quad (7.30)$$

$$Q_{\text{тех.вод.}} = 5 \cdot 1 \cdot 20 = 100 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

7.3.9 Площадь карты для хранения кека

$$F_{\text{кек}} = \frac{W_{\text{кек}} \cdot T_{\text{нак}}}{h}, \quad (7.31)$$

где $T_{\text{нак}}$ – продолжительность хранения кека на открытой площадке принимается 120-150 суток;

h – высота слоя осадка принимается равной 2 м;

$$F_{\text{кек}} = \frac{2,24 \cdot 150}{2} = 168 \text{ м}^2.$$

Принимается площадка размерами 13×13м.

7.3.10 Площадь аварийных иловых площадок

$$F_{\text{ас.ил.пл.}} = \frac{Q_{\text{ас}} \cdot T_{\text{нак}} \cdot K_3}{K_1 \cdot K_2}, \quad (7.32)$$

где K_3 – нагрузка на иловые площадки, принимаются иловые площадки на искусственном основании;

K_1 – климатический коэффициент;

K_2 – коэффициент, учитывающий устройство валиков, дорог;

$$F_{\text{ас.ил.пл.}} = \frac{22,9 \cdot 73 \cdot 1,3}{0,8 \cdot 2} = 1358 \text{ м}^2.$$

Принимается площадка размерами 36×38 м.

8 Сооружение по насыщению сточной жидкости воздухом

8.1 Расчет барботажного устройства

Предназначен для насыщения сточной жидкости кислородом.

8.1.1 Удельный расход воздуха для барботирования

$$D = \frac{n}{K_1 \cdot K_2 \cdot n_1 \cdot n_2} \cdot \left[\left(\frac{C_p - C_0}{C_p - b} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right], \quad (8.1)$$

где K_1 - коэффициент, зависящий от типа аэратора. Для мелкопузырчатой аэрации при соотношении $f_{az}/f_{at} = 1$ по [табл.42, 19] принимаем $K_1 = 0,75$;

K_2 - коэффициент, зависящий от глубины погружения аэратора., $K_2 = 2,08$;

C_p – растворимость кислорода воздуха в воде.

$$C_p = C_T \cdot \frac{10,3 + \frac{h}{2}}{10,3}, \quad (8.2)$$

где C_T – растворимость кислорода воздуха в воде, зависит от самой неблагоприятной температуры (в летний период). $C_T = 9,17$.

C_0 - концентрация растворенного кислорода в сточной жидкости на входе в барботажное сооружение, принимается равной 0 мг/л, так как в сооружениях доочистки концентрация растворённого кислорода снижается до 0 мг/л;

b - концентрация растворенного кислорода после барботажного сооружения, для рыбо-хозяйственных водоемов I категории принимается $b = 6$ мг/л;

n - число ступеней аэрации.

$$C_p = 9,17 \cdot \frac{10,3 + \frac{0,8}{2}}{10,3} = 9,53 \text{ г/м}^3;$$

$$D = \frac{1}{0,75 \cdot 2,08 \cdot 1,14 \cdot 0,85} \left[\left(\frac{9,53 - 0}{9,53 - 6} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right] = 1,12 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

8.1.2 Расход воздуха на насыщение сточной жидкости кислородом

$$V = D \cdot q_{\text{max.ч}}, \quad (8.3)$$

$$V = 1,12 \cdot 154,17 = 173,35 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

8.1.3 Площадь барботажного сооружения

$$F = \frac{V}{I}, \quad (8.4)$$

где I - интенсивность аэрации принимается по [табл.43, 19], $I = 32 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

$$F = \frac{173,35}{32} = 5,42 \text{ м}^2.$$

8.1.4 Длина барботажного сооружения

$$L = \frac{F}{B \cdot N}, \quad (8.5)$$

где N - количество секций, принимается 1 секция;

B - ширина одной секции, принимается $B = 2$ м.

$$L = \frac{5,42}{2 \cdot 1} = 2,71 \text{ м.}$$

Принимается 1 секция шириной 2 м и длиной 2,71 м.

9 Вариант 2

9.1 Расчет осветлителя-перегнвателя

К расчету принимается осветлитель, номер типового проекта 902-2-20.

Технические характеристики осветлителя:

$D_{set} = 4$ м – диаметр отстойника-осветлителя;

$H_{set} = 4,1$ м – строительная высота цилиндрической части;

$H = 1,8$ м – строительная высота конической части

Гидравлическая крупность задерживаемых в осветлителе частиц определяется по формуле:

$$U_0 = \frac{1000 \cdot H_{set} \cdot K_{set}}{\alpha \cdot t_{set} \cdot \left(H_{set} \cdot \frac{K_{set}}{h} \right)^n}, \quad (10.1)$$

где α – коэффициент влияния температуры на процесс отстаивания, принимается по [табл.14,25], $\alpha = 1,15$;

t_{set} – продолжительность отстаивания, принимается по [табл.15,25],
 $t_{set} = 442,5$ с;

h – слой воды в лабораторном цилиндре, при котором получены, табличные значения

[табл.15, 25], $h = 0,5$ м;

n – коэффициент зависящий от агломерации взвеси в процессе осаждения, принимается по

[табл.15, 25], $n = 0,25$.

$$U_0 = \frac{1000 \cdot 4,1 \cdot 0,35}{0,98 \cdot 610 \cdot \left(4,1 \cdot \frac{0,35}{0,5} \right)^{0,25}} = 1,84 \text{ мм/с.}$$

Производительность отстойника определяется по формуле:

$$q_{set} = 2,8 \cdot K_{set} \cdot (D_{set}^2 - d_{en}^2) \cdot (U_0 - V_{tb}), \quad (10.2)$$

где V_{tb} – Турбулентная составляющая, принимается по [табл.32, 19], $V_{tb} = 0$ мм/с.

$$q_{set} = 2,8 \cdot 0,35 \cdot (4^2 - 0,98^2) \cdot (1,84 - 0) = 27,71 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Необходимое количество отстойников определяется по формуле:

$$N = \frac{q_{midt}}{q_{set}}, \quad (10.3)$$

$$N = \frac{154,17}{27,71} = 5,56 \text{ шт.}$$

Принимается 6 отстойников, причём на первую очередь 4, а на вторую 2.

Фактическая гидравлическая нагрузка на отстойник определяется по формуле:

$$q_{set}^f = \frac{q_{midt}}{N}, \quad (10.4)$$

$$q_{set}^f = \frac{154,17}{6} = 25,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Фактическая гидравлическая крупность задерживаемых частиц определяется по формуле:

$$U_0^f = \frac{q_{set}^f}{2,8 \cdot K_{set} \cdot (D_{set}^2 - d_{en}^2)}, \quad (10.5)$$

$$U_0^f = \frac{25,7}{2,8 \cdot 0,35 \cdot (4^2 - 0,98^2)} = 1,74 \text{ мм/с}.$$

Фактическая продолжительность отстаивания определяется по формуле:

$$t_{set}^f = \frac{1000 \cdot H_{set} \cdot K_{set}}{\alpha \cdot U_0^f \cdot \left(H_{set} \frac{K_{set}}{h} \right)^n}, \quad (10.6)$$

$$t_{set}^f = \frac{1000 \cdot 4,1 \cdot 0,35}{0,98 \cdot 1,74 \cdot \left(4,1 \cdot \frac{0,35}{0,5} \right)^{0,25}} = 646,4 \text{ с}.$$

Фактический эффект осветления приданной продолжительности отстаивания составляет $\mathcal{E}_{\text{факт}}=42\%$ согласно [табл.15,25], в соответствии п 6.76 [19] $\mathcal{E}_{\text{факт}}=42+20=62\%$.

Фактический вынос взвешенных веществ из отстойников определяется по формуле:

$$C_{ex} = \frac{C_{en} \cdot (100 - \mathcal{E}_{факт})}{100}, \quad (10.7)$$

$$C_{ex} = \frac{220 \cdot (100 - 42)}{100} = 127,6 \text{ мг/л.}$$

Сухое вещество сырого осадка определяется по формуле:

$$A_{mud} = \frac{(C_{en} - C_{ex}) \cdot Q_{cym}}{10^6}, \quad (10.8)$$

$$A_{mud} = \frac{(220 - 127,6) \cdot 3700}{10^6} = 0,34 \text{ т/сут.}$$

Объем сырого осадка определяется по формуле:

$$Q_{mud} = \frac{A_{mud} \cdot 100}{\gamma_{mud} \cdot (100 - P_{mud})}, \quad (10.9)$$

где γ_{mud} – плотность сырого осадка, $\gamma_{mud} = 1 \text{ т/м}^3$;

P_{mud} – влажность сырого осадка, принимается по [табл.11, 25], $P_{mud} = 95 \%$

$$Q_{mud} = \frac{0,34 \cdot 100}{1 \cdot (100 - 95)} = 6,8 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Требуемая высота отстойника определяется по формуле:

$$H_{mp} = h_1 + H_{set} + h_2 + h_3 + h_4, \quad (10.10)$$

где h_1 – высота сухого борта, принимается согласно п.6.69, [19], равной 0,3 м;

h_2 – высота нейтрального слоя, принимается согласно п.6.69, [19], $H_{нейт} = 0,3 \text{ м}$;

h_3 – высота слоя осадка, определяется по формуле:

$$h_3 = \sqrt{\frac{3 \cdot Q_{mud}}{\pi \cdot N \cdot R^2}}, \quad (10.11)$$

где n – число выгрузок в сутки, для вертикальных отстойников согласно п.6.66, [19], $n = 1$.

$$h_3 = \sqrt{\frac{3 \cdot 6,8}{3,14 \cdot 4 \cdot 2^2}} = 0,64 \text{ м.}$$

h_4 – зазор между раструбом и отражательным щитом, для 6 м отстойника, принимается 0,35 м.

$$H_{mp} = 0,3 + 4,1 + 0,3 + 0,64 + 0,35 = 5,7 \text{ м.}$$

Строительная высота отстойника 5,9 м, отстойники подобраны верно.

На первую очередь принимается 4 отстойника, для второй очереди потребуется достроить 2 отстойника.

Фактический эффект осветления приданной продолжительности отстаивания составляет $\mathcal{E}_{\text{факт}}=42\%$ согласно [табл.15, 25], в соответствии п 6.76 [19] $\mathcal{E}_{\text{факт}}=42+20=62\%$.

Фактический вынос взвешенных веществ из отстойников определяется по формуле:

$$C_{ex} = \frac{C_{en} \cdot (100 - \mathcal{E}_{\text{факт}})}{100}, \quad (10.12)$$

$$C_{ex} = \frac{220 \cdot (100 - 62)}{100} = 83,6 \text{ мг/л.}$$

Сухое вещество сырого осадка определяется по формуле:

$$A_{mud} = \frac{(C_{en} - C_{ex}) \cdot Q_{cym}}{10^6}, \quad (10.13)$$

$$A_{mud} = \frac{(220 - 83,6) \cdot 3700}{10^6} = 0,5 \text{ т/сут}$$

Объем сырого осадка определяется по формуле:

$$Q_{mud} = \frac{A_{mud} \cdot 100}{\gamma_{mud} \cdot (100 - P_{mud})}, \quad (10.14)$$

где γ_{mud} – плотность сырого осадка, $\gamma_{mud} = 1 \text{ т/м}^3$;

P_{mud} – влажность сырого осадка, принимается по [табл.11, 25], $P_{mud} = 95\%$.

$$Q_{mud} = \frac{0,5 \cdot 100}{1 \cdot (100 - 95)} = 10 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Требуемая высота отстойника определяется по формуле:

$$H_{mp} = h_1 + H_{set} + h_2 + h_3 + h_4, \quad (10.15)$$

где h_1 – высота сухого борта, принимается согласно п.6.69, [19], равной 0,3 м;

h_2 – высота нейтрального слоя, принимается согласно п.6.69, [19], $H_{нейт} = 0,3 \text{ м}$;

h_3 – высота слоя осадка, определяется по формуле:

$$h_3 = \sqrt{\frac{3 \cdot Q_{mud}}{\pi \cdot N \cdot R^2}}, \quad (10.16)$$

$$h_3 = \sqrt{\frac{3 \cdot 10}{3,14 \cdot 6 \cdot 2^2}} = 0,63 \text{ м.}$$

h_4 – зазор между раструбом и отражательным щитом, для 4 м отстойника, принимается 0,35 м.

$$H_{mp} = 0,3 + 4,1 + 0,3 + 0,63 + 0,35 = 5,68 \text{ м.}$$

Строительная высота отстойника 5,9 м, отстойники-осветлители подобраны верно.

Вместимость перегнивателя определяется по формуле:

$$W_{cen} = \frac{Q_{mud}}{D_{mud}}, \quad (10.17)$$

где D_{mud} – суточная доза загрузки осадка, определяется по табл.34[19], $D_{mud} = 2,57\%$;

$$W_{cen} = \frac{10 \cdot 100}{2,57} = 389 \text{ м}^3.$$

Объем перегнивателя определяется по формуле:

$$W_{nep} = W_{cen} - W_{ocv}, \quad (10.18)$$

где W_{ocv} – объем осветлителя;

$$W_{ocv} = W_{цил} + W_{кон} = \pi \cdot R^2 \cdot h + \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot R^2 \cdot h = 3,14 \cdot 2^2 \cdot 4,1 + \frac{1}{3} \cdot 3,14 \cdot 2^2 \cdot 1,8 = 59,03 \text{ м}^3.$$

Принимается осветлитель-перегниватель по типовому проекту 902-2-315, с диаметром 9 м, пропускная способность сооружения 41,3 м³/ч и техническим объемом 389 м³.

$$W_{nep} = 389 - 59,03 = 330 \text{ м}^3.$$

Данного объема осветлитель-перегнивателя достаточно. Осветлитель-перегниватель подобран верно.

БПК_{полн} в осветлённой жидкости, определяется по формуле:

$$L_{cdp} = L_{en} - 0,01 \cdot \mathcal{E}^f \cdot C_{en} \cdot (1 - S), \quad (10.19)$$

где L_{en} – БПК_{полн} сточной жидкости, поступающей в первичные отстойники, равно 250 мг/л;

S – зольность частиц, принимается равной 0,3.

$$L_{cdp} = 250 - 0,01 \cdot 62 \cdot 220 \cdot (1 - 0,3) = 154,52 \text{ мг / л.}$$

Прирост активного ила, определяется по формуле:

$$П_i = 0,8 \cdot C_{cdp} + 0,3 \cdot L_{cdp}, \quad (10.20)$$

$$P_i = 0,8 \cdot 83,6 + 0,3 \cdot 154,52 = 113,24 \text{ мг / л.}$$

Количество избыточного активного ила, удаляемого из биологической системы, определяется по формуле:

$$\Delta P = P_i + a_t, \quad (10.20)$$

где a_t – концентрация ила выносимого из вторичных отстойников, принимается 10 мг/л по п.6.161 [19];

$$\Delta P = 113,24 - 10 = 103,24 \text{ мг / л.}$$

Суточное количество избыточного ила по сухому веществу, определяется по формуле:

$$A_i = \frac{\Delta P \cdot Q}{10^6}, \quad (10.22)$$

$$A_i = \frac{103,24 \cdot 3700}{10^6} = 0,38 \text{ т/сут.}$$

Количество сухого беззольного вещества:

$$R_r = R_{lim} - K_r \cdot D_{mi}, \quad (9.23)$$

где, K_r – коэффициент, зависящий от влажности загружаемого осадка и режима сбраживания, принимается по [19, табл. 61] равным 0,72;

R_{lim} – максимально возможное сбраживание беззольного вещества в %, для сырого осадка 53%, для избыточного активного ила 44%, для смеси сырого осадка и избыточного активного ила определяется как среднеарифметическое:

$$R_{lim} = \frac{R_{mud} \cdot A'_{mud} + R_i \cdot A'_i}{\sum A'}, \quad (10.24)$$

где, $\sum A'$ – суммарное сухое беззольное вещество осадка, загружаемое в перегниватель, т/сут, определяется по формуле:

$$\sum A' = A'_{mud} + A'_i, \quad (10.25)$$

где, A'_{mud}, A'_i – сухое беззольное вещество соответственно сырого осадка и избыточного ила, т/сут, определяются по формулам:

$$A'_{mud} = \frac{A_{mud} \cdot (100 - Z_{mud})}{100}, \quad (10.26)$$

$$A'_i = \frac{A_i \cdot (100 - Z_i)}{100}, \quad (10.27)$$

где, Z_{mud}, Z_i – соответственно зольность сырого осадка и избыточного ила; зольность уточняется опытным путем, однако для расчетов может быть принята равной 30%.

$$A_i' = \frac{0,38(100-30)}{100} = 0,27 \text{ т/сут},$$

$$A_{mud}' = \frac{0,5(100-30)}{100} = 0,35 \text{ т/сут},$$

$$\Sigma A' = 0,27 + 0,35 = 0,62 \text{ т/сут},$$

$$R_{lim} = \frac{53 \cdot 0,35 + 44 \cdot 0,27}{0,62} = 49,1\% ,$$

$$R_r = 49,1 - 0,72 \cdot 2,57 = 47,25\%$$

Количество образующегося газа, определяется по формуле:

$$A_r = \frac{R_r \cdot \Sigma A'}{100} , \quad (10.28)$$

$$A_r = \frac{47,25 \cdot 0,62}{100} = 0,3 \text{ т/сут}.$$

Количество сброженного осадка, определяется по формуле:

$$A_{c\sigma} = \Sigma A' - A_r , \quad (10.29)$$

$$A_{c\sigma} = 0,62 - 0,3 = 0,32 \text{ т/сут}.$$

Количество сброженного осадка:

$$Q_{c\sigma} = \frac{A_{c\sigma} \cdot 100}{100 - P_{c\sigma}} , \quad (10.30)$$

$$Q_{c\sigma} = \frac{0,32 \cdot 100}{100 - 90} = 3,2 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Таким образом на первую очередь требуется 4 осветителя-перегнвателя, а на вторую потребуется достроить ещё два.

9.2 Биореактор

Время пребывания сточной жидкости в биореакторе, необходимое для снижения БПК:

$$t_{\sigma} = \frac{L_{en} - L_{ex}}{a_i \times (1-s) \times \rho} \times \frac{15}{T_w} , \quad (10.31)$$

где L_{en}, L_{ex} – соответственно, БПК сточной жидкости на входе и выходе с сооружения.

$$t_{\sigma} = \frac{15-3}{3 \times (1-0,3) \times 24,7} \times \frac{15}{15} = 0,23 \text{ ч.}$$

Объем биореактора:

$$W_{\sigma} = q_{\text{mid}} \times t_{\sigma}, \quad (10.32)$$

$$W_{\sigma} = 154,17 \cdot 0,23 = 35,5 \text{ м}^3.$$

Принимается два биореактора размерами 6×6 каждый, на первую очередь 1, на вторую так же.

10 Подбор оборудования

10.1 Насосы для резервуара-усреднителя и денитрификаторы

Принимается насос марки Иртыш ПФ2 125/315-22/4 [41] два рабочих и два резервных (на склад).

10.2 Насосы для аэробного стабилизатора

Принимается насос марки Иртыш ПФ 50/125.98-1.1/2 [41] 1 рабочий и один резервный (на склад).

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Строительная стоимость трёх вариантов

Строительная стоимость 1 варианта

Наименование сооружения	Количество	Размеры, м	Строительная стоимость, руб.	
			в базисном уровне цен, 1984 г.	в текущем уровне цен 2018 г.
Решётка РС-630	2	12*6*7,5	33334	8333500
Пресс-транспортёр "Белэкополь"	1			
Резервуар-усреднитель	1	12*30*3,75	50	17487250
Камера реакции	1	1*1,5*1,2	2449	
Песколовка горизонтальная с круговым движением воды	1	3700 м ³ /сут	7000	1750000
Первичные вертикальные отстойники	6	d=4 м	16000+9,500	6375000
Нитрификатор-денитрификатор	1	691,2 м ³	43,2	7464960
Вторичные вертикальные отстойники	6	d=6 м	19000+19000	9500000
Цех доочистки (микрофильтр+зернистый фильтр, РЧВ, РГВ)	1	3700 м ³ /сут	741000	185250000
УФО	1	0,6*0,8*1,60		300000
Барбатажное устройство	1	1*2*2,71*0,8	112	121408
Аэробный стабилизатор	3	18*3*4,5	1415	353750
Отделитель кристаллического осадка	1	d=4 м	6000	1500000
Цех мех. обезвоживания осадка (фильтр-пресс)	1	24*12	155520	38880000
Насосно-воздуходувная станция	1		104000	26000000
Иловые площадки на искусственном основании с дренажом	4	330 м ²	7260	9576000,00
АБК, гараж	2	18*9	27643	13821500,00
Проходная	1	2*4	2916	729000,00
			Итого	327442368
17% от итоговой суммы сооружений на коммуникации				55665202
			Итого	383107570

Строительная стоимость 2 варианта

Наименование сооружения	Количество	Размеры, м	Строительная стоимость, руб.	
			в базисном уровне цен, 1984 г.	в текущем уровне цен 2018 г.
Решётка РС-630	2	12*6*7,5	33334	8333500
Пресс-транспортёр "Белэполь"	1			
Резервуар-усреднитель	1	12*30*3,75	50	17487250
Камера реакции	1	1*1,5*1,2	2449	
Песколовка горизонтальная с круговым движением воды	1	3700 м ³ /сут	7000	1750000
Осветлители-перегиватели	6	d=9 м	64000+36000	25000000
Нитрификатор-денитрификатор	1	691,2 м ³	43,2	7464960
Вторичные вертикальные отстойники	6	d=6 м	19000+19000	9500000
Цех доочистки(биореактор)	2	6*6	3905	976250
УФО	1	0,6*0,8*1,60		300000
Барбатажное устройство	1	1*2*2,71*0,8	112	121408
Аэробный стабилизатор	3	18*3*4,5	1415	353750
Отделитель кристаллического осадка	1	d=4 м	6000	1500000
Цех мех.обезвоживания осадка (фильтр-пресс)	1	24*12	155520	38880000
Насосно-воздуходувная станция	1		104000	26000000
Иловые площадки на искусственном основании с дренажом	4	330 м ²	7260	9576000,00
АБК, гараж	2	18*9	27643	13821500,00
Проходная	1	2*4	2916	729000,00
			Итого	161793618
17% от итоговой суммы сооружений на коммуникации				27504915
			Итого	189298533

Строительная стоимость 3 варианта

Наименование сооружения	Количество	Размеры, м	Строительная стоимость, руб.	
			в базисном уровне цен, 1984 г.	в текущем уровне цен 2018 г.
Решётка РС-630	2	12*6*7,5	33334	8333500
Пресс-транспортёр "Белэкполь"	1			
Резервуар-усреднитель	1	12*30*3,75	50	17487250
Камера реакции	1	1*1,5*1,2	2449	
Песколовка горизонтальная с круговым движением воды	1	3700 м ³ /сут	7000	1750000
Первичные вертикальные отстойники	6	d=4 м	16000+9,500	6375000
Нитрификатор-денитрификатор	1	691,2 м ³	43,2	7464960
Вторичные вертикальные отстойники	6	d=6 м	19000+19000	9500000
Цех доочистки (микрофильтр+зернистый фильтр, РЧВ, РГВ)	1	3700 м ³ /сут	741000	185250000
УФО	1	0,6*0,8*1,60		300000
Барбатажное устройство	1	1*2*2,71*0,8	112	121408
Аэробный стабилизатор	3	18*3*4,5	1415	353750
Отделитель кристаллического осадка	1	d=4 м	6000	1500000
Цех мех. обезвоживания осадка (фильтр-пресс)	1	24*12	155520	38880000
Насосно-воздуходувная станция	1		104000	26000000
Иловые площадки на искусственном основании с дренажом	4	330 м ²	7260	9576000,00
АБК, гараж	2	19*8	27643	13821500,00
Проходная	1	2*4	2916	729000,00
Размещение основных сооружений в здании	1	48*36*6	466	116500,00
Подогрев сточной жидкости				2255013,00
			Итого	329813881
17% от итоговой суммы сооружений на коммуникации				56068360
			Итого	385882241

ПРИЛОЖЕНИЕ В

Затраты на электроэнергию

Затраты на электроэнергию

1 и 3 вариант											
№ п/п	Перечень электрооборудования	Тип, марка	Количество установленного оборудования		Мощность эл.двигателя, кВт/ч	Производительность, м3/час	Продолжительность работы оборудования в сут, ч	Суммарное количество потребления электроэнергии, кВт/год	Суммарная установочная мощность, кВт	Стоимость эл.энергии, тыс. руб/год	
			Рабочие	Резерв						Потребляемая	Установочная
1	Пресс транспортер		1	0	0,75	0,3	2	547,5	0,75	273,75	24,75
2	Насос для подачи технической воды на гидроэлеватор	Иртыш - ПД 32/125-1,5/2	1	1	1,5	32	1	547,5	3	273,75	99
3	Мешалки в усреднителе и денитрификаторе	SR4630	4	0	1,5	810	24	52560	6	26280	198
4	Насос в усреднитель и денитрификаторе	Иртыш - ПФ2 125/315-22/4	2	2	22	154,17	24	385440	88	192720	2904
5	Воздуходувка	MT13-2TC	3	1	20	4856,8	24	525600	80	262800	2640
6	Насос ЦАИ внешний контур и избыточного активного ила	Иртыш - ПФ 100/260-11/4	1	1	11	92,5	24	96360	22	48180	726

2 вариант											
№ п/п	Перечень электрооборудования	Тип, марка	Количество установленного оборудования		Мощность эл.двигателя, кВт/ч	Производительность, м3/час	Продолжительность работы оборудования в сут, ч	Суммарное количество потребления электроэнергии, кВт/год	Суммарная установочная мощность, кВт	Стоимость эл.энергии, тыс. руб/год	
			Рабочие	Резерв						Потребляемая	Установочная
1	Пресс транспортер		1	0	0,75	0,3	2	547,5	0,75	273,75	24,75
2	Насос для подачи технической воды на гидроэлеватор	Иртыш - ПД 32/125-1,5/2	1	1	1,5	32	1	547,5	3	273,75	99
3	Мешалки в усреднителе и денитрификаторе	SR4630	4	0	1,5	810	24	52560	6	26280	198
4	Насос в усреднитель и денитрификаторе	Иртыш - ПФ2 125/315-22/4	2	2	22	154,17	24	385440	88	192720	2904
5	Воздуходувка	MT13-2ТС	3	1	20	4856,8	24	525600	80	262800	2640
6	Насос ЦАИ внешний контур и избыточного активного ила	Иртыш - ПФ 100/260-11/4	1	1	11	92,5	24	96360	22	48180	726
7	Насос нитрифицированного аи по внутреннему контуру	Иртыш - ПФ2 125/315-22/4	3	1	22	164,96	24	578160	88	289080	2904

Продолжение таблицы «затраты на электроэнергию»											
8	Насос подачи органокристаллическо- го осадка	Иртыш- ПФ 50/125- 1,1/2	1	1	1,1	0,09	2,96	1188,44	2,2	594,22	72,6
9	ФП органокристаллическо- го осадка	ПЛ- 06К*	1	1	1,5	6	2,96	1620,6	3	810,3	99
10	УФО	ОДВ- 200С	1	1	7,6	200	24	66576	15,2	33288	501,6
11	Насос для сырого осадка и избыточного активного ила	Иртыш- ПФ 50/125.9 8-1,1/2	2	1	1,1	3,6	24	19272	3,3	9636	108,9
12	Насос подачи сброженного осадка на ФП	Иртыш- ПФ 50/125- 1,1/2	1	1	1,1	0,13	5,66	2272,49	2,2	1136,2 45	72,6
13	ФП сброженного осадка	ПЛ- 06К*	1	1	1,5	6	5,66	3098,85	3	1549,4 25	99
14	Насос подачи промывной воды	Иртыш- ПФ 150/35- 45/4	2	1	45	680,4	0,5	16425	135	8212,5	4455
	Итого:							1749668,38		874834 ,2	14904, 5
	Итого:									889738,64	

Затраты на реагенты и перевозку

Наименование реагента	Объем, т/год	Стоимость, руб.	Переводной коэффициент	Стоимость в 2019, руб.	Затраты на перевозку, руб.	Расстояние	Кол-во контейнеров	Общая стоимость в ценах 1973	Переводной коэффициент	Стоимость перевозки	Общая стоимость
Хлорное железо	18,1	135,9	253	622326,87	5	1697	26	130	253	32890	655216,87
Пуралат бингсти	13,34	99000	1	1320660	8,4	3854	21	176,4	253	44629,2	1035289,2
Флокулянт	1,241	250000	1	310250	11,76	5978	8	94,08	253	23802,24	334052,24
	32,681									Итого	2024558,31

Примечание стоимость хлорного железа указана в ценах 1981 года, поэтому для определения его стоимости указан переводной коэффициент

Заработная плата обсуживающего персонала ОСК

Наименование должности	Кол-во	Заработная плата в ценах 1983 года на одного человека за год	Заработная плата в ценах 1983 года за год, руб	Переводной коэффициент	Заработная плата в ценах 2019 года за год	
начальник ОСК	1	1600	1600	253	404800	
технолог ОСК	1	1560	1560		394680	
главный энергетик	1	1560	1560		394680	
главный механик	1	1560	1560		394680	
зав. лаборатории	1	1560	1560		394680	
инженер химик	1	1560	1560		394680	
пробоотборщик	1	1480	1480		374440	
лаборант	2	1480	2960		748880	
начальник смены	4	1480	5920		1497760	
оператор узла мех.очистки	4	1300	5200		253	1315600
оператор узла биологической очистки						
оператор узла доочистки						
рабочие цеха механического обезвоживания						
операторы насосно-воздуходувной станции						
электрик	4	1300	5200			1315600
слесарь	4	1250	5000			1265000
охранник	4	1260	5040			1275120
МОП	1	840	840			212520
	30					Итого:

ПРИЛОЖЕНИЕ Ж

Графическая часть

**МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ, НОВОСИБИРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
АРХИТЕКТУРНО-СТРОИТЕЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ**

(СИБСТРИН)



КАФЕДРА ЮНЕСКО

Совершенствование технологических схем удаления фосфора из сточной жидкости

Магистрант гр. 200маг-юн: Тихонова Д.В.

Научный руководитель: профессор кафедры ВиВ, канд.техн.наук, Амбросова Г.Т.

Новосибирск 2020

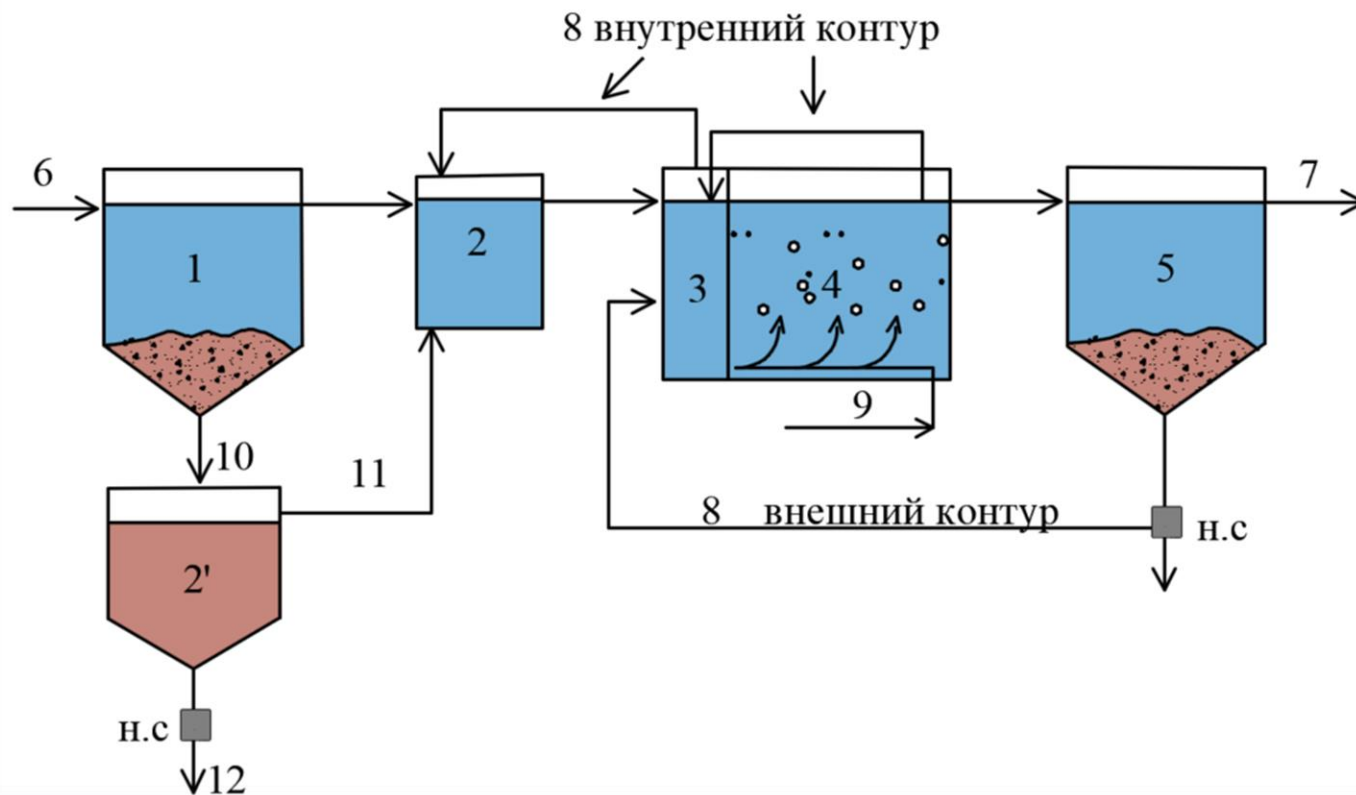
Цель: Совершенствование и разработка технологических схем удаления фосфора из сточной жидкости

Задачи:

- ✓ Литературный обзор по теме выпускной квалификационной работы
 - ✓ Выявление мест выделения фосфора из сточной жидкости на стадии: уплотнения избыточного активного ила, аэробной стабилизации избыточного активного ила, обезвоживания осадка на центрифугах
 - ✓ Влияние реагентов на степень удаления фосфора из сточной жидкости:
 - Подбор оптимальной дозы хлорида кальция (CaCl_2), хлорида магния (MgCl_2), гидроксида натрия (NaOH)
 - ✓ Определение степени высвобождения фосфора из сточной жидкости при изменении её температуры
 - ✓ Влияние процесса анаэробного сбраживания смеси сырого осадка и избыточного активного ила на степень высвобождения фосфора
 - ✓ Обследование технического состояния ОСК г. Болотное с целью разработки рекомендаций по их строительству и реконструкции
- Практическая значимость: предложенные технологические схемы можно применять для очистных сооружений канализации любой производительности, в том числе для г.Болотное.

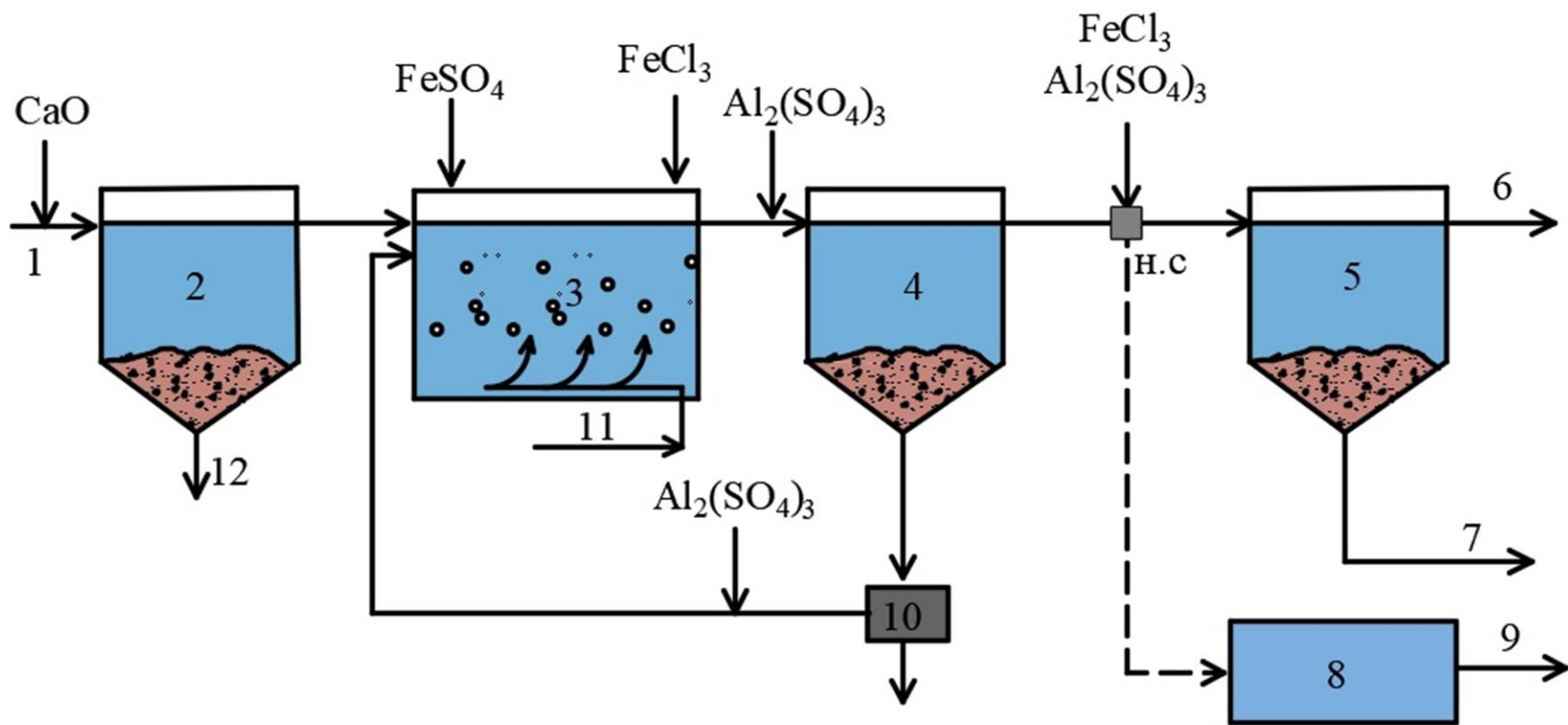
Методы удаления фосфора

Биологический метод



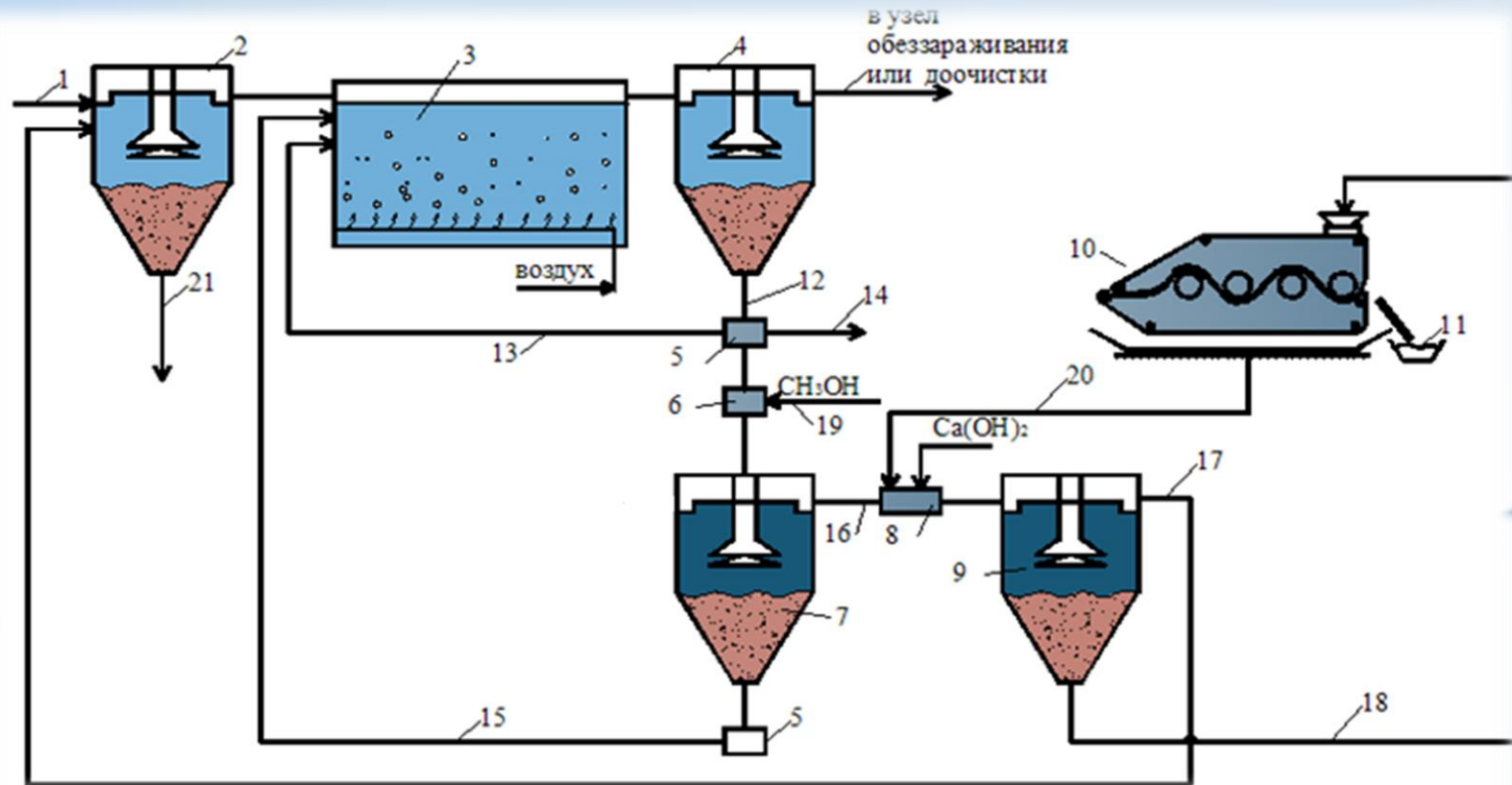
- 1 – первичный отстойник; 2, 2' – анаэробная зона; 3 – бескислородная зона;
4 – аэротенк; 5 – вторичный отстойник; 6 – исходная сточная жидкость;
7 – очищенная вода; 8 – циркулирующий активный ил; 9 – воздух;
10 – осадок из первичного отстойника; 11 – иловая вода;
12 – анаэробно-сброженный осадок.

Физико-химический метод



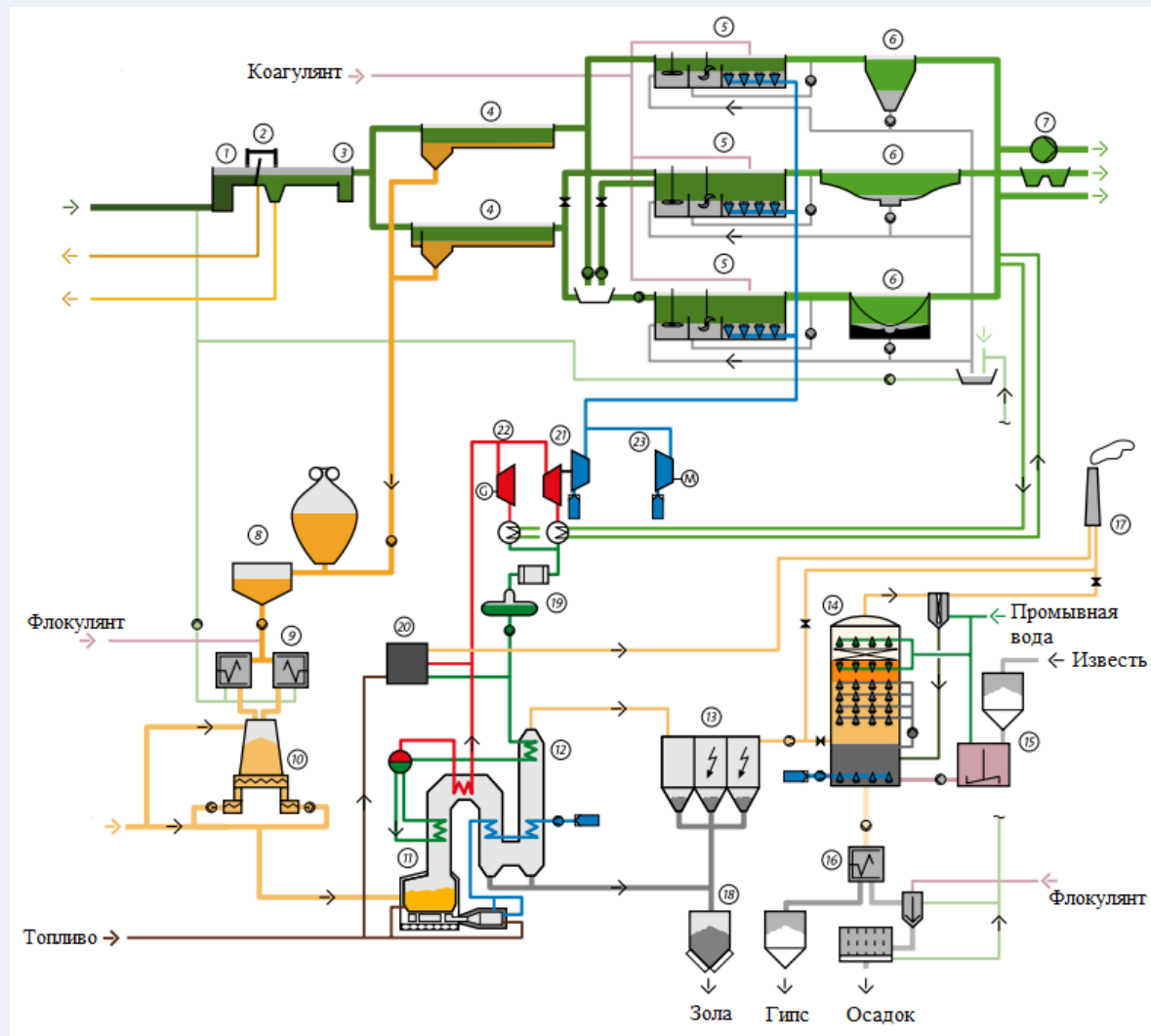
1 – исходная сточная жидкость; 2 – первичный отстойник; 3 – аэротенк;
4 – вторичный отстойник; 5 – третичный отстойник; 6 – очищенная вода;
7 – кристаллический осадок, органоминеральный на обезвоживание;
8 – фильтр; 9 – очищенная вода; 10 – осадок, содержащий кристаллы
ортофосфорной кислоты; 11 – воздух; 12 – осадок из первичного отстойника.

Комбинированный метод



1 – подача сточной жидкости; 2 – первичный отстойник; 3 – аэротенк; 4 – вторичный отстойник; 5 – насосная станция; 6 – смеситель; 7 – уплотнитель-дефосфатизатор; 8 – камера реакции; 9 – отстойник физико-химической очистки; 10 – фильтр-пресс; 11 – обезвоженный химический осадок; 12 – активный ил; 13 – циркулирующий активный ил (около 10-20 % от общего расхода); 14 – избыточный активный ил; 15 – активный ил, обедненный фосфатами; 16 – иловая вода обогащенная ион-фосфатами; 17 – иловая вода, освобожденная от ион-фосфатов; 18 – химический осадок; 19 – питательный субстрат, не содержащий фосфора (CH_3OH , CH_3COOH или др.) 20 – фильтрат; 21 – сырой осадок.

Этап №1 Технологическая схема ОСК г. Берлина



1 – впускная система; 2 – устройство по сбору твердого мусора; 3 – песколовка;

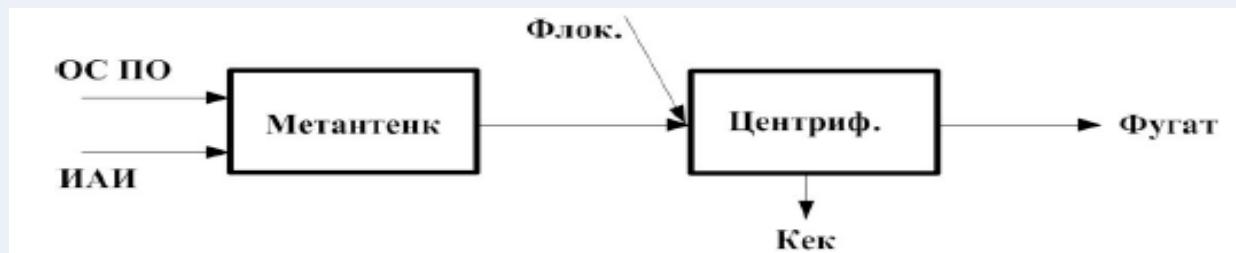
4 – отстойники; 5 – нитрификатор-денитрификатор; 6 – отстойники; 7 – насосная станция чистой воды;

8 – компенсация смешанного ила; 9 – обезвоживание осадка; 10 – бункер; 11 – печь с кипящим слоем;

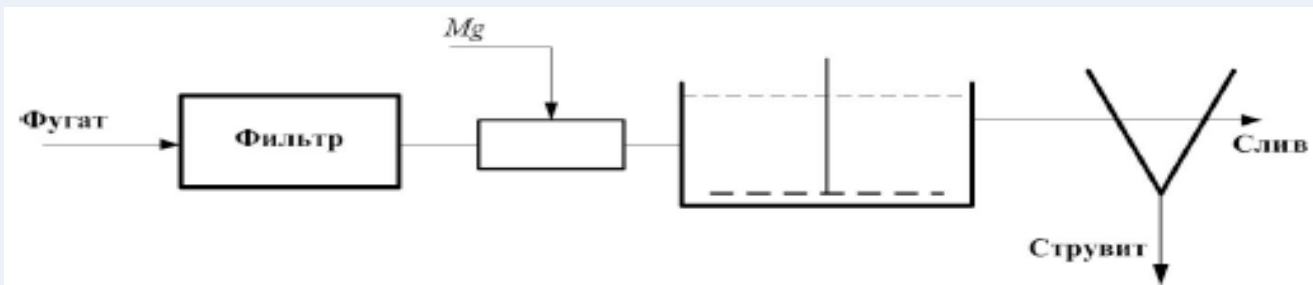
12 – котел-утилизатор; 13 – электрогазоочистка; 14 – скруббер; 15 – приготовление суспензии; 16 – гипсовый дренаж; 17 – отвод дымовых газов; 18 – зольный бункер; 19 – конденсатная обработка; 20 – аварийные котлы;

21 – турбинная компрессорная система; 22 – турбогенераторная система; 23 – электрическая компрессорная система.

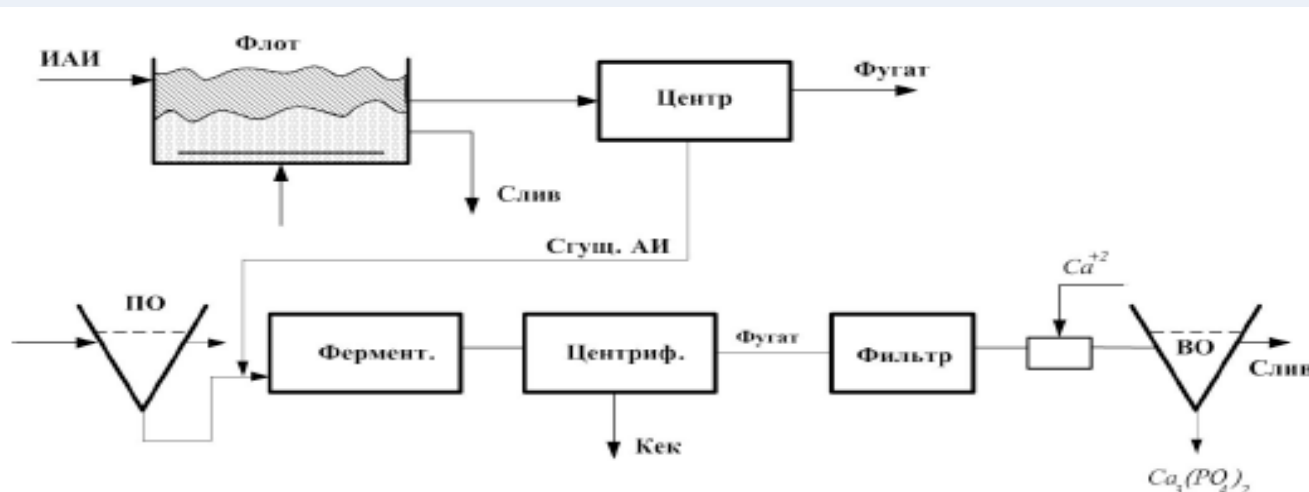
Технологические схемы обработки осадка на ОСК г. Берлина



Технологическая схема обработки осадка

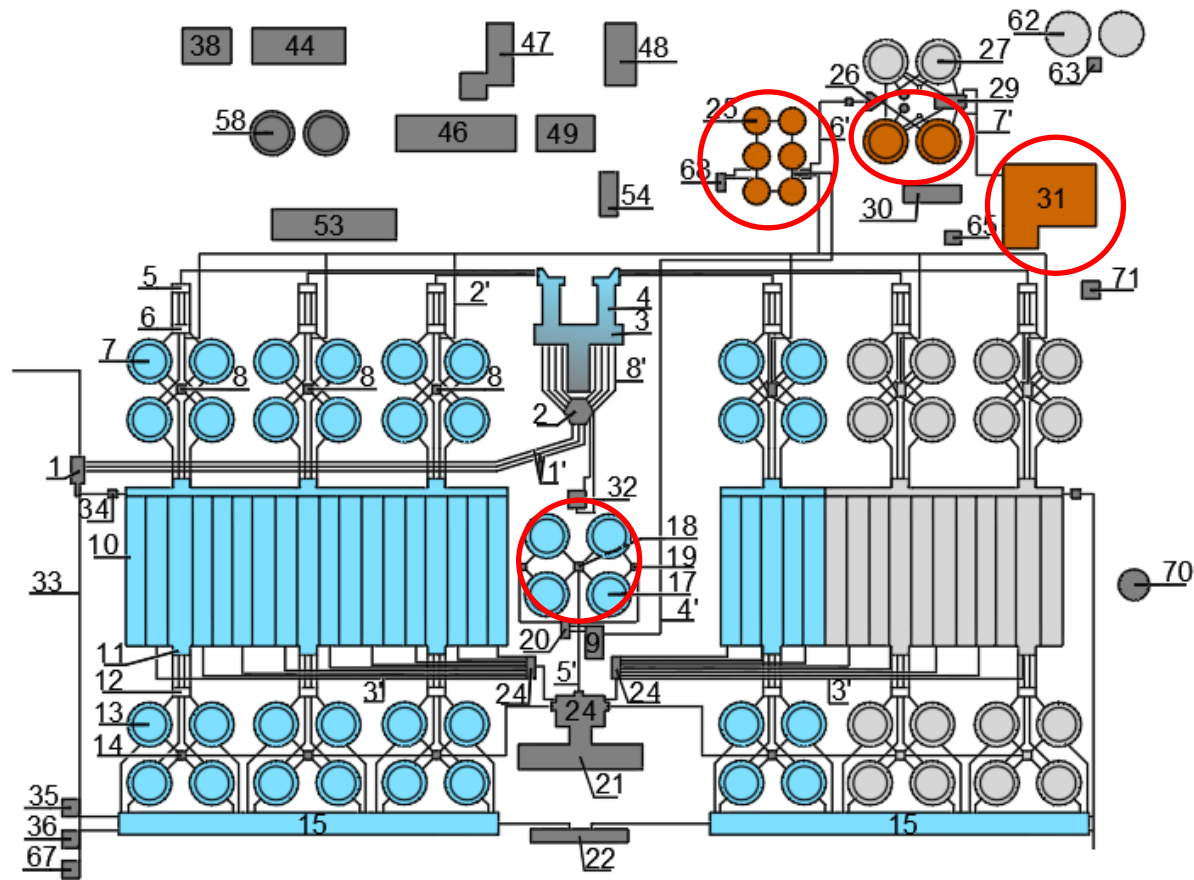


Технологическая схема обработки фугата с использованием солей магния



Технологическая схема обработки фугата с использованием солей кальция

План ОСК г. Новосибирска



Экспликация зданий и сооружений

1. Аварийная камера
2. Распределительная камера
3. Здание решеток
4. Песколовки азрируемые
5. Распределительная камера первичных отстойников
6. Камера Вентури
7. Первичный радиальный отстойник Д-40,0
8. Насосная станция сырого осадка
9. Насосная станция аэрации
10. Аэротенк
11. Распределительная камера вторичных отстойников
12. Измерительная камера Вентури
13. Вторичный отстойник

14. Иловая камера вторичных отстойников
15. Контактный резервуар
17. Илоуплотнитель Д-30,0
18. Распределительная камера илоуплотнителей
19. Камера выпуска уплотненного ила и аэрации илоуплотнителей
20. Резервуар уплотненного ила
21. Блок воздушной и насосной станции циркулирующего активного ила
22. Хлораторная
24. Распределительная камера циркулирующего активного ила
25. Метантенки Д-18,0м
26. Камера мешения, прыжка и

- распределения осадка
27. Уплотнитель прамытого сброженного осадка
29. Насосная станция перекачки уплотненного сброженного осадка
30. Реагентное хозяйство
31. Цех обработки осадка
32. Насосная станция перекачки местной канализации
33. Аварийно-сбросной трубопровод
34. Камеры переключения на отводящих коллекторах К-2а
35. Камера 3а
36. Камера 4а
38. Пожарное депо

44. Тарак
46. Котельная
47. Участок флокулянтов
48. Административный корпус
49. Бытовой корпус
53. РММ
54. Подстанция 110/10 кВ
58. Резервуар для мазута
62. Газгольдеры-Д24,0 м
63. Расходная камера
65. Трансформаторная
67. Камера 5а
68. ГРП
70. Свеча сброса газа
71. Насосная станция иловой воды

Экспликация трубопроводов

1. Подводящий коллектор
2. Напорный трубопровод сырого осадка
3. Трубопровод циркулирующего активного ила
4. Трубопровод уплотненного ила
5. Трубопровод избыточного активного ила
6. Трубопровод сброженного осадка
7. Трубопровод уплотненного сброженного осадка
8. Трубопровод от распределительной камеры до здания

Показатели сточной жидкости внутриплощадочной канализации

Наименование сооружений	Показатели качества сточной жидкости		
	рН	ХПК, мг/л	Фосфор, мг/л
Песколовки	6,7-7,2	200-465	2,6-4,5
Первичные отстойники	6,9-7,1	177,0-250,0	2,7-10,7
Аэротенк	6,9-7,2	28,7-49,7	0,1-1,1
Вторичные отстойники	7,0-7,2	11,5-44,6	0,1-3,5
Смесь иловой воды после уплотнителей СО и ИАИ	6,2-6,5	579,0-659,0	35,6-42,1
Иловая вода ИАИ	6,5-6,8	21,8-115,0	11,0-20,0
Фильтрат после фильтр-прессов	6,5-6,5	370,0-578,0	7,7-33,2
Фугат после центрифуг	6,3-6,7	373,0-856,0	18,1-60,5
Сырой осадок	5,9-6,2	121,0-2720,0	10,0-57,3
Иловая вода с иловых площадок	7,0-7,1	139,0-200,0	18,4-34,1

Примечание: СО- сырой осадок, ИАИ- избыточный активный ил

Характеристика исследуемого уплотненного активного ила и сырого осадка

Уплотненный активный ил

- $m=0,431$ г.
- $V=25$ мл.
- $pH=7,46$
- $T=13,5^{\circ}C$
- ХПК=674 мг/л

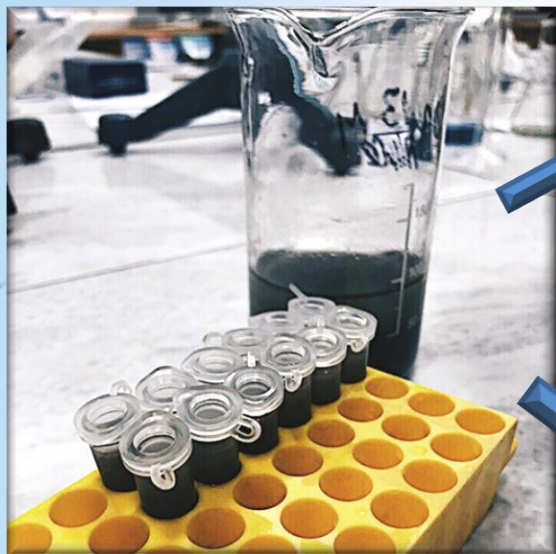
$C_p=1,5$ мг/л
 $Ж=22,1$ dH
 $Ca^{2+} = 76,7$ мг/л
 $Mg^{2+} = 49,2$ мг/л

Сырой осадок

- $m=1,218$ г.
- $V=25$ мл.
- $pH=6,3$
- $T=18,5^{\circ}C$
- ХПК=1012 мг/л

$C_p=1,23$ мг/л
 $Ж=17,4$ dH
 $Ca^{2+} = 87,2$ мг/л
 $Mg^{2+} = 22,5$ мг/л

Исследования процесса центрифугирования на степень выделения фосфора из бактериальной клетки



2000 об/мин.

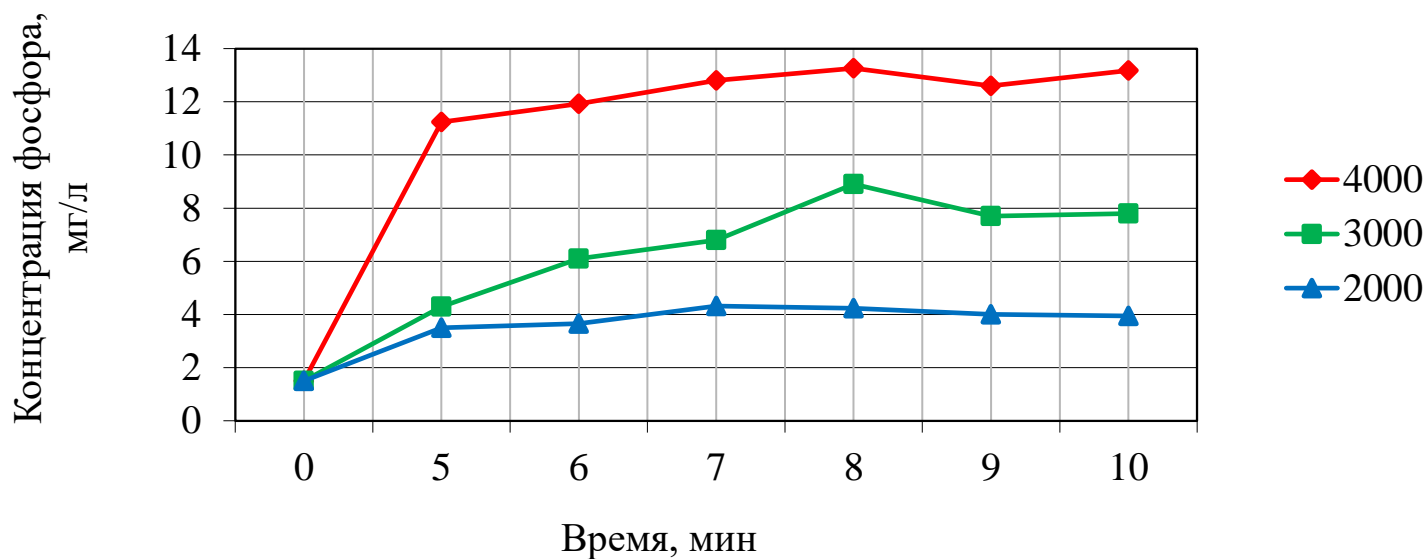


3000,4000 об/мин.



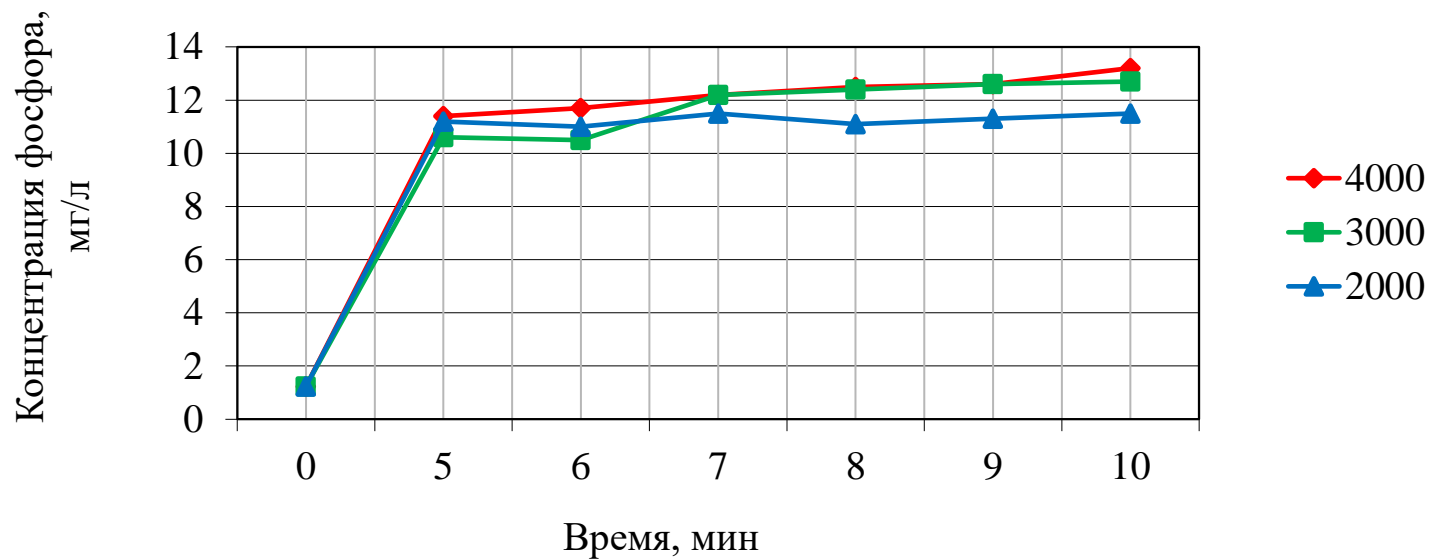
Влияние скорости вращения и продолжительности центрифугирования на выделение фосфора в активном иле

Об/мин	Исходная концентрация фосфора, мг/л	Время, минуты					
		5	6	7	8	9	10
2000	1,50	3,5	3,66	4,32	4,24	4	3,95
3000		4,3	6,1	6,8	8,9	7,7	7,8
4000		11,24	11,92	12,8	13,26	12,6	13,18



Влияние скорости вращения и продолжительности центрифугирования на выделение фосфора в сыром осадке

Об/мин	Исходная концентрация фосфора, мг/л	Время, минуты					
		5	6	7	8	9	10
		Концентрация фосфора, мг/л					
2000	1,23	11,2	11	11,5	11,1	11,3	11,5
3000		10,6	10,5	12,2	12,4	12,6	12,7
4000		11,4	11,7	12,2	12,5	12,6	13,2



Показатели сточной жидкости внутриплощадочной канализации

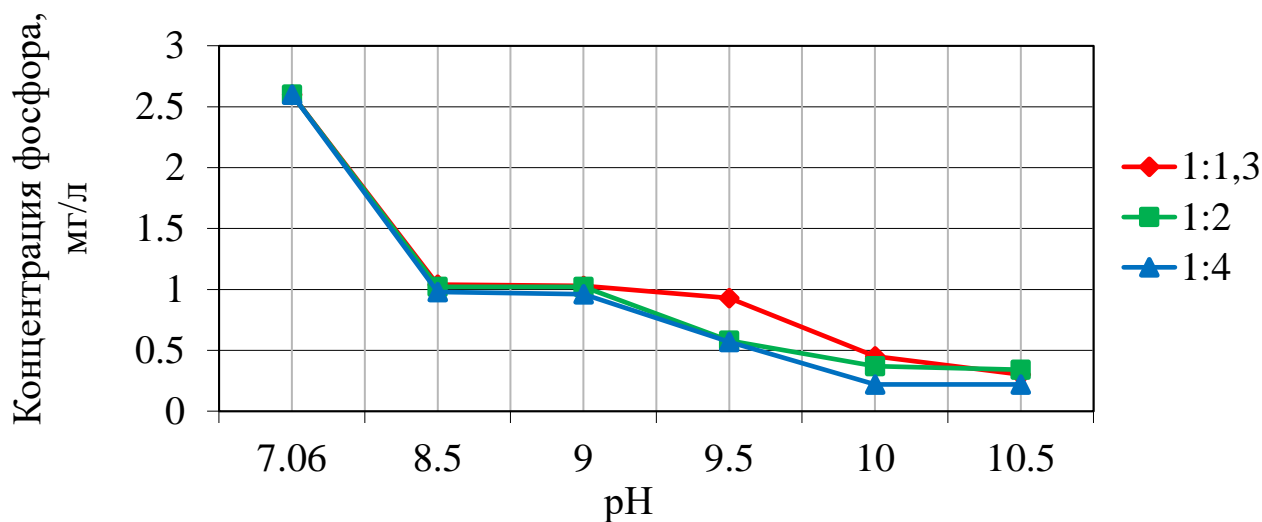
Наименование сооружений	Показатели качества сточной жидкости			
	рН	ХПК, мг/л	Кальций, мг/л	Магний, мг/л
Песколовки	6,7-7,2	200-465	62,7-80,0	16,0-18,5
Первичные отстойники	6,9-7,1	177,0-250,0	67,1-75,1	16,2-18,2
Аэротенк	6,9-7,2	28,7-49,7	64,0-73,2	14,-7-15,2
Вторичные отстойники	7,0-7,2	11,5-44,6	32,6-62,0	8,9-14,7
Смесь иловой воды после уплотнителей СО и ИАИ	6,2-6,5	579,0-659,0	69,2-72,1	15,1-16,7
Иловая вода ИАИ	6,5-6,8	21,8-115,0	45,7-68,7	16,7-20,5
Фильтрат после фильтр-прессов	6,5-6,5	370,0-578,0	72,5-108,0	19,8-22,2
Фугат после центрифуг	6,3-6,7	373,0-856,0	55,6-111,0	22,1-40,9
Сырой осадок	5,9-6,2	121,0-2720,0	79,1-144,0	24,1-32,6
Иловая вода с иловых площадок	7,0-7,1	139,0-200,0	-	-

Примечание: СО- сырой осадок, ИАИ- избыточный активный ил

Этап №2

Влияние хлорида кальция на степень удаления фосфора из сточной жидкости

Исследуемый диапазон рН	Исходное значение фосфора, мг/л	Эффект удаления фосфора при соотношении вводимого Ca ²⁺					
		1:1,3		1:2		1:4	
		Ср, мг/л	Э,%	Ср, мг/л	Э,%	Ср, мг/л	Э,%
8,5	2,6	1,04	20,0	1,02	21,5	0,98	24,6
9,0		1,03	20,8	1,02	21,5	0,96	26,2
9,5		0,93	28,5	0,58	55,4	0,57	56,2
10,0		0,45	65,4	0,37	71,5	0,22	83,1
10,5		0,30	76,9	0,34	73,8	0,22	83,1



Исходные данные:

ХПК = 36 мг/л,

рН = 7,06,

T = 18,87°C,

SO₄ = 52 мг/л,

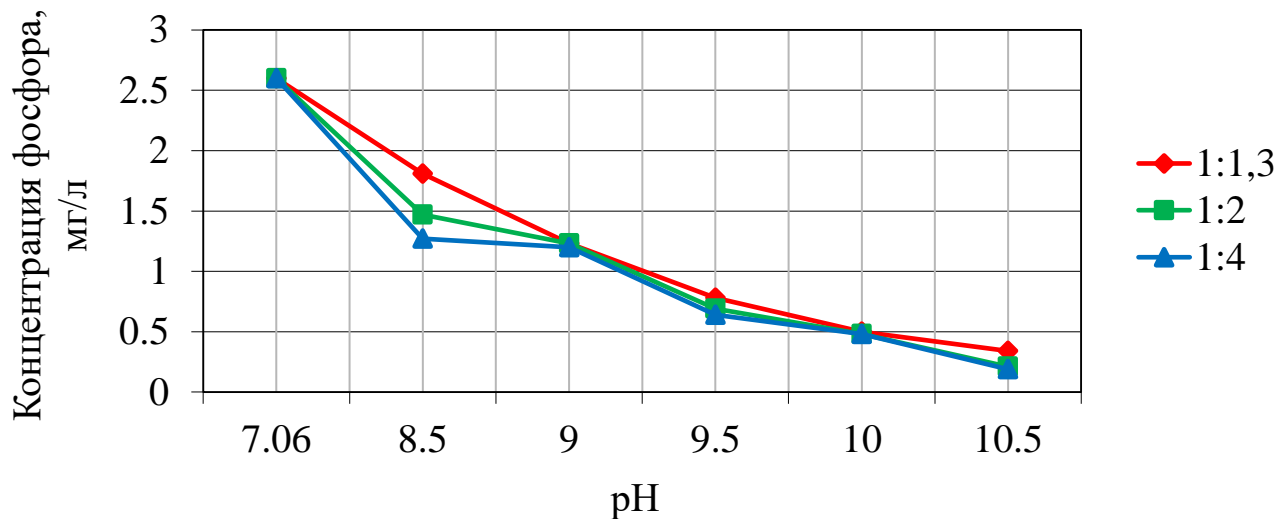
Ca²⁺ = 62 мг/л,

Mg²⁺ = 15,4 мг/л,

NH₄ = 3,95 мг/л

Влияние хлорида магния на степень удаления фосфора из сточной жидкости

Исследуемый диапазон рН	Исходное значение фосфора, мг/л	Эффект удаления фосфора при соотношении вводимого Mg^{2+}					
		1:1,3		1:2		1:4	
		Ср, мг/л	Э, %	Ср, мг/л	Э, %	Ср, мг/л	Э, %
8,5	2,6	1,81	54,7	1,47	58,7	1,27	61,0
9,0		1,23	85,4	1,23	85,4	1,20	85,7
9,5		0,78	90,7	0,69	91,8	0,64	92,4
10,0		0,50	94,0	0,48	94,3	0,48	94,3
10,5		0,34	95,6	0,21	97,5	0,19	97,7

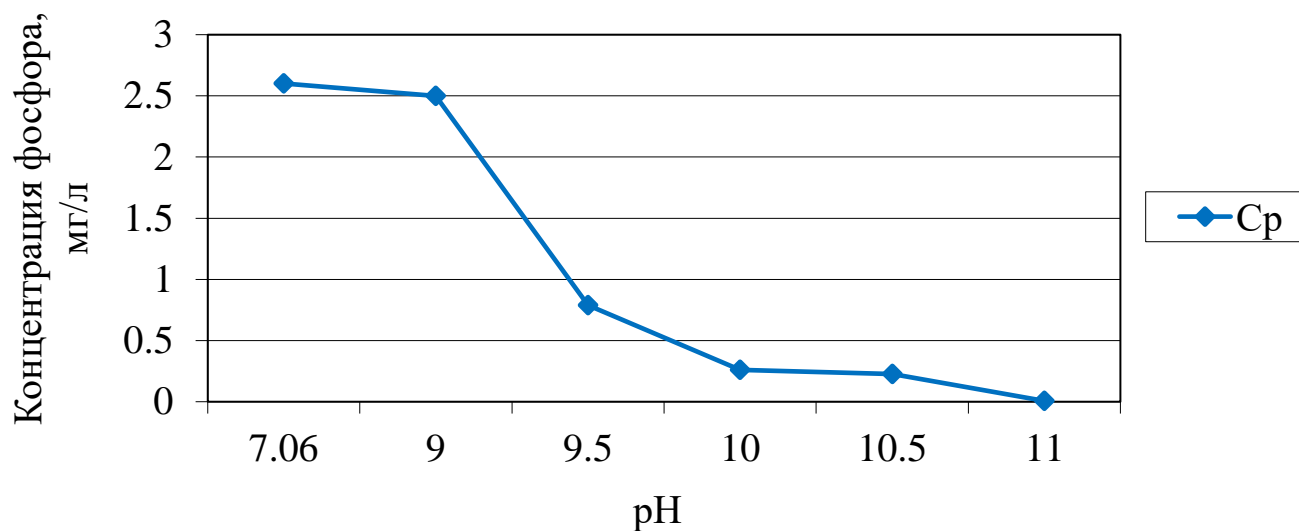


Исходные данные:

ХПК = 36 мг/л,
 рН = 7,06,
 Т = 18,87°С,
 SO_4 = 52 мг/л,
 Ca^{2+} = 62 мг/л,
 Mg^{2+} = 15,4 мг/л,
 NH_4 = 3,95 мг/л

Влияние гидроксида натрия на степень удаления фосфора из сточной жидкости

Исследуемый диапазон рН	Исходная концентрация фосфора, мг/л	Концентрация фосфора в определяемых пробах, мг/л	Эффект очистки по фосфору, %
рН=9	2,60	2,50	3,8
рН=9,5		0,79	69,6
рН=10,0		0,262	89,9
рН=10,5		0,226	91,3
рН=11		0,061	97,6



Исходные данные:

ХПК = 36 мг/л,

рН = 7,06,

T = 18,87°C,

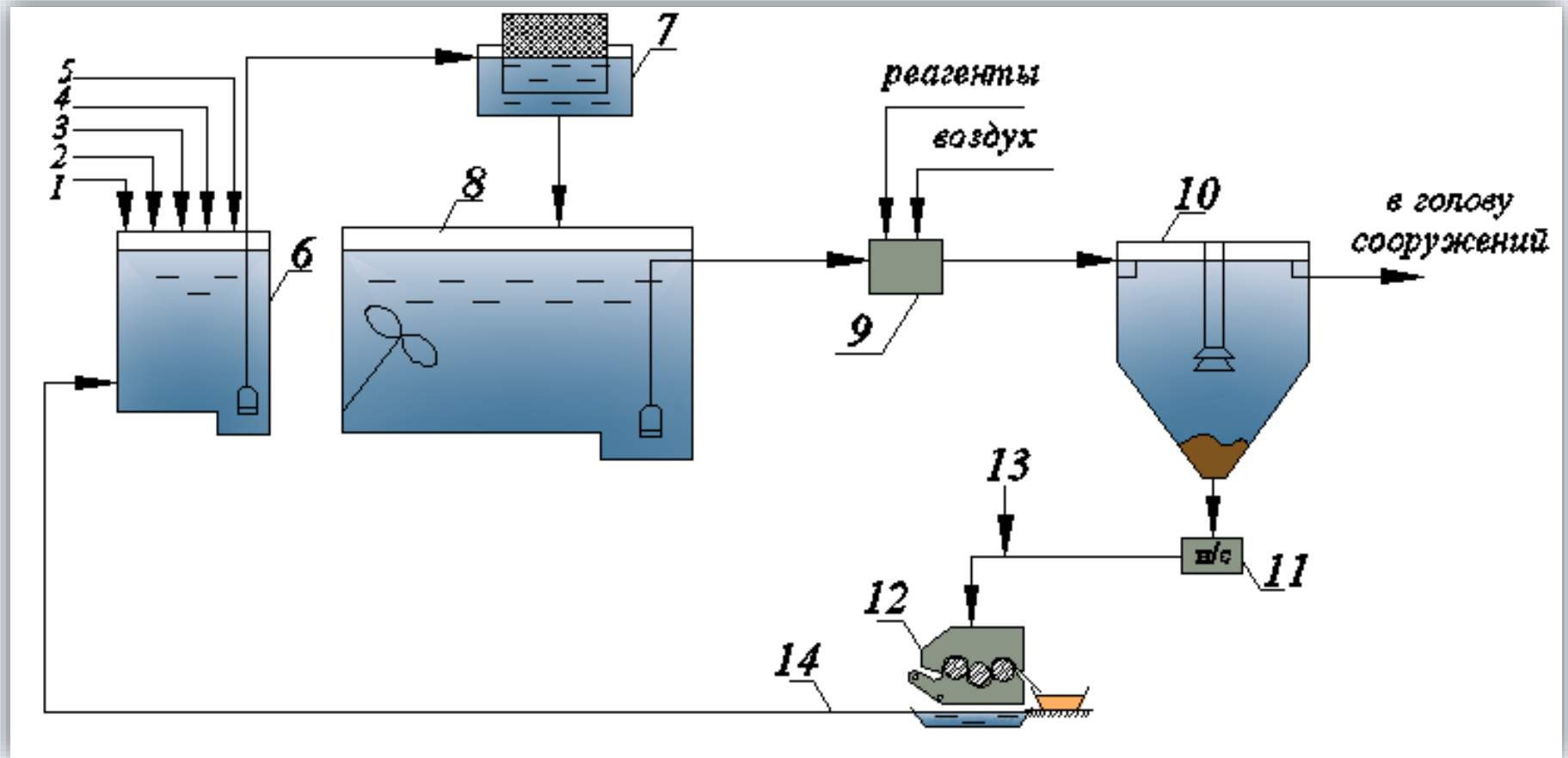
SO₄ = 52 мг/л,

Ca²⁺ = 62 мг/л,

Mg²⁺ = 15,4 мг/л,

NH₄ = 3,95 мг/л

Узел физико-химической очистки стоков внутриплощадочной канализации



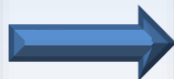
- 1 – иловая вода от декантера; 2 – иловая вода от фильтр-пресса; 3 – иловая вода от сгустителя; 4 – дренажная вода с иловых площадок; 5 – иловая вода от анаэробно сброженного осадка; 6 – существующий резервуар хозяйственно-бытовых стоков; 7 – барабанные сита; 8 – резервуар усреднитель; 9 – камера реакции; 10 – отстойник физико-химической очистки; 11 – насосная станция; 12 – фильтр-пресс; 13 – флокулянт; 14 – иловая вода в резервуар хозяйственно-бытовых стоков.

Этап №3

Определение степени высвобождения фосфора из сточной жидкости при изменении её температуры



Привезённые пробы (сырой осадок)



**Подготовка проб к отстаиванию
(6ч 30 мин., 16 часов, 24 часа)**



**Фильтрат сырого осадка и избыточного
активного ила**



**Фильтрация сырого осадка и
избыточного активного ила**

Измерения проводимые в эксперименте



Измерение pH



Терморектор LT200



Измерения ХПК на спектрофотометре DR3900



Реактивы для измерения фосфатов



Измерения фосфора на спектрофотометре DR3900



Изменения концентрации фосфора в зависимости от температуры

Результаты опыта №1

Сырой осадок через 6 ч 30 мин./16 ч (доза ила = 7,95 г/л)

№ пробы	Т, °С	рН	Фосфор, мг/л	Δ, %
исходная	16,7	6,47	36,8	-
1	15,75	7,06	78,6/45	22,3
2	17,07	7,41	77,7/46,5	26,4
3	19,23	6,79	78,3/46,5	26,4
4	25,51	6,34	78/48,9	32,9
5	26,76	6,16	49,5	34,5

Активный ил через 6 ч 30 мин./16 ч (доза ила = 1,25 г/л)

№ пробы	Т, °С	рН	Фосфор, мг/л	Δ, %
исходная	18,81	7,62	3,02	-
1	15,35	7,15	5,07/28,71	851
2	17,04	6,95	28,5/30,6	913,2
3	19,21	6,94	43,5/38,7	1181,4
4	21,52	6,98	27,6/39,6	1211,3
5	30,87	6,97	47,4	1469,5

Примечание: Δ – степень снижения показателя

Результаты опыта №2

Сырой осадок через 24 часа (доза ила = 5,3 г/л)

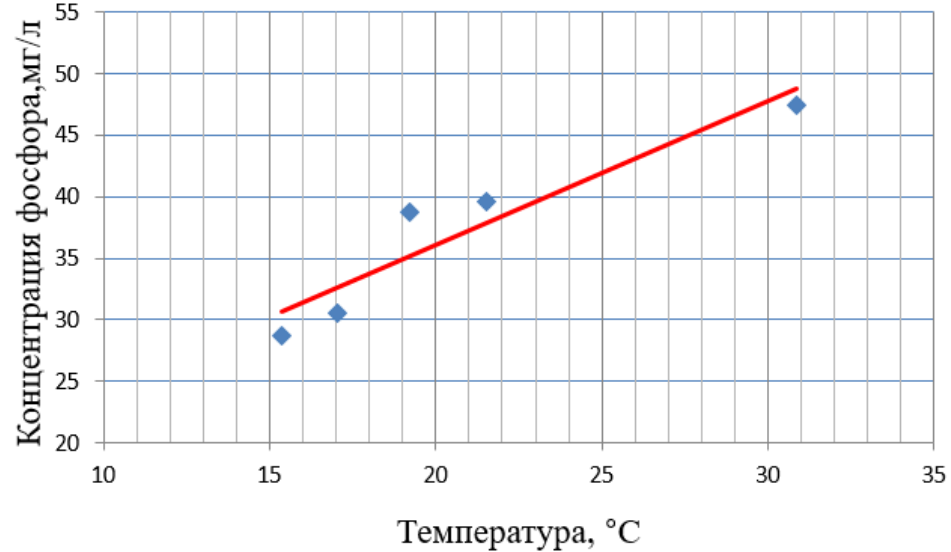
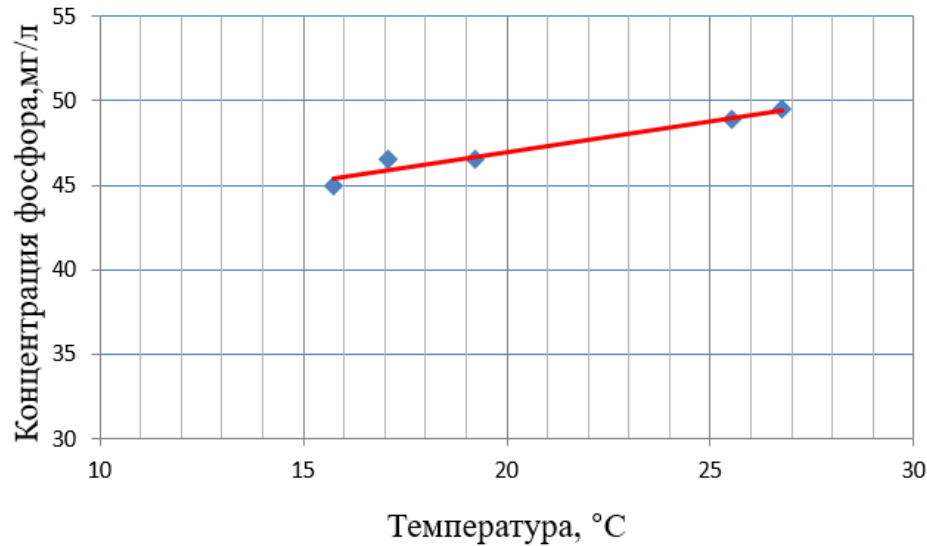
№ пробы	Т, °С	рН	ХПК, мг/л	Фосфор, мг/л	Δ, %
Исходная	15,39	6,43	446,5	48,7	
1	7,45	6,46	695	49,8	2,26
2	8,00	6,57	610	47,1	-3,28
3	19,86	6,17	-	44,7	-8,21
4	20,32	6,31	775	54,3	11,5
5	29,93	6,23	815	62,1	27,5

Активный ил через 24 часа (доза ила = 1,95 г/л)

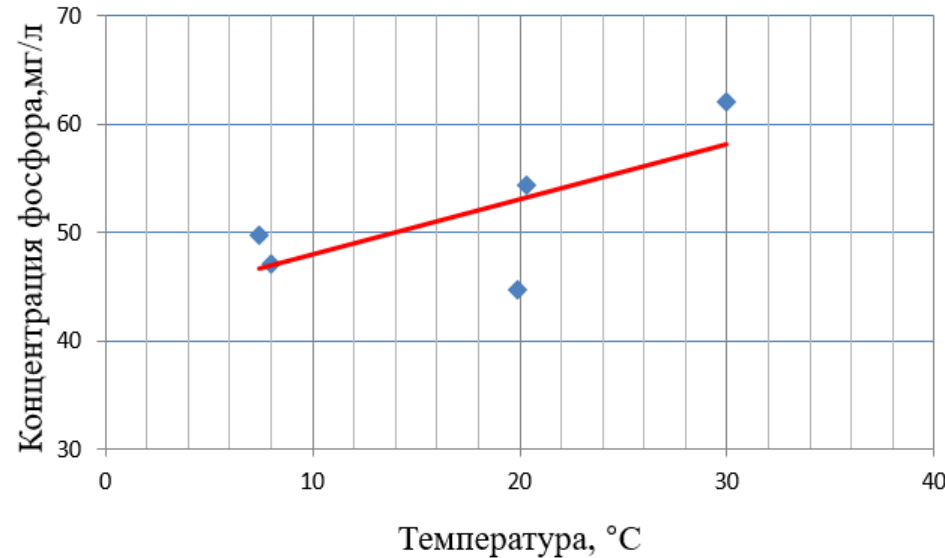
№ пробы	Т, °С	рН	ХПК, мг/л	Фосфор, мг/л	Δ, %
Исходная	13,55	6,95	40,2	6,3	
1	7,41	6,99	38	9,6	52,4
2	9,82	7,20	37,6	9	42,8
3	19,85	6,96	-	31,2	395,2
4	20,41	6,96	43	31,8	404,8
5	29,69	7,01	65,8	38,4	509,5

Примечание: Δ – степень снижения показателя

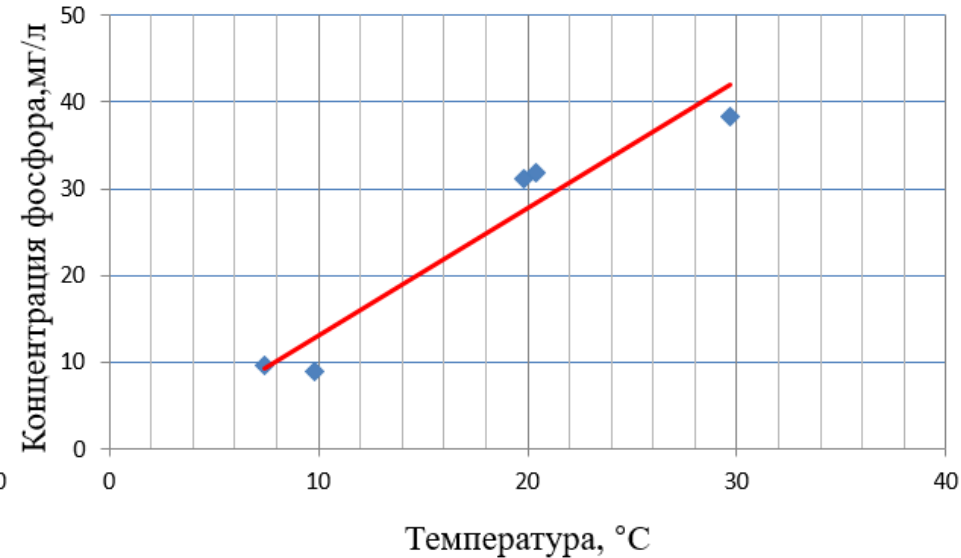
Изменение концентрации фосфора в сыром осадке и активном иле при изменении их температуры



Сырой осадок через 16 часов



Активный ил через 16 часов



Сырой осадок через 24 часа

Активный ил через 24 часа

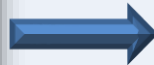
Этап №4

Моделирование процесса анаэробного сбраживания при мезофильном режиме ($t = 19-20^{\circ}\text{C}$)

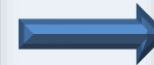


Период сбраживания
с февраля по июнь
2019 года

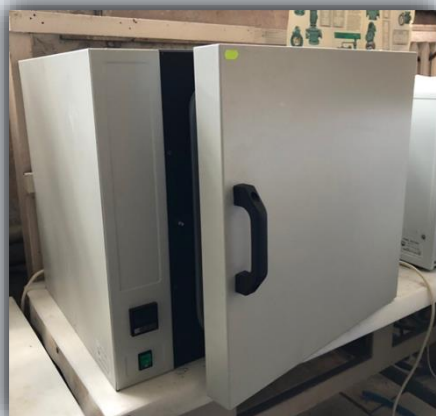
Доза ила (СО) = 11,54 г/л
Доза ила (АИ) = 0,3 г/л



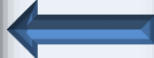
Сброженная смесь
сырого осадка и
активного ила



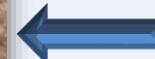
Профильрованная смесь
через ткань с плотностью
32 г/м² и 450-600 г/м²



Сушильный шкаф

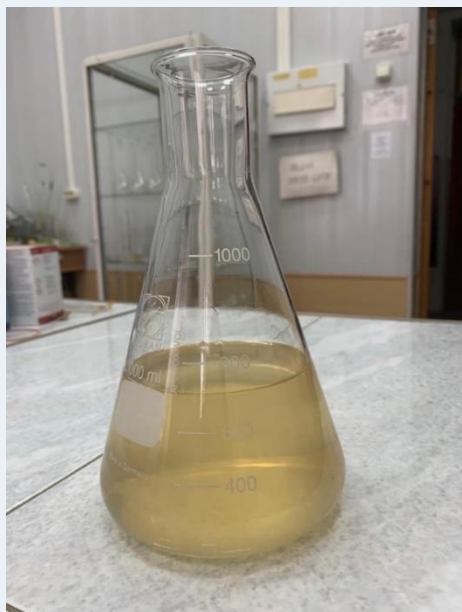


Фильтрация смеси
через фильтр «синяя
лента»



Фильтрация
смеси через фильтр
«белая лента»

Ход проведения эксперимента



Фильтрат смеси осадков

рН	Т, °С	ХПК, мг/л	Фосфор, мг/л
Смесь перед сбраживанием			
6,27	16,40	945	41,7
Смесь после сбраживания			
9	18,7	262	85



Терморектор LT200



Измерения ХПК, фосфора, азота аммонийного на спектрофотометре DR3900

Материал	Доза ила(после сбраживания), г/л
Ткань плотностью 32 г/ м ²	40,5
Ткань плотностью 450-600 г/ м ²	27,7
Фильтр «белая лента»	5,3
Фильтр «синяя лента»	0,67

Этап №5

Здание локальных очистных сооружений микрорайона воинской части г. Болотное



Здание ЛОСК

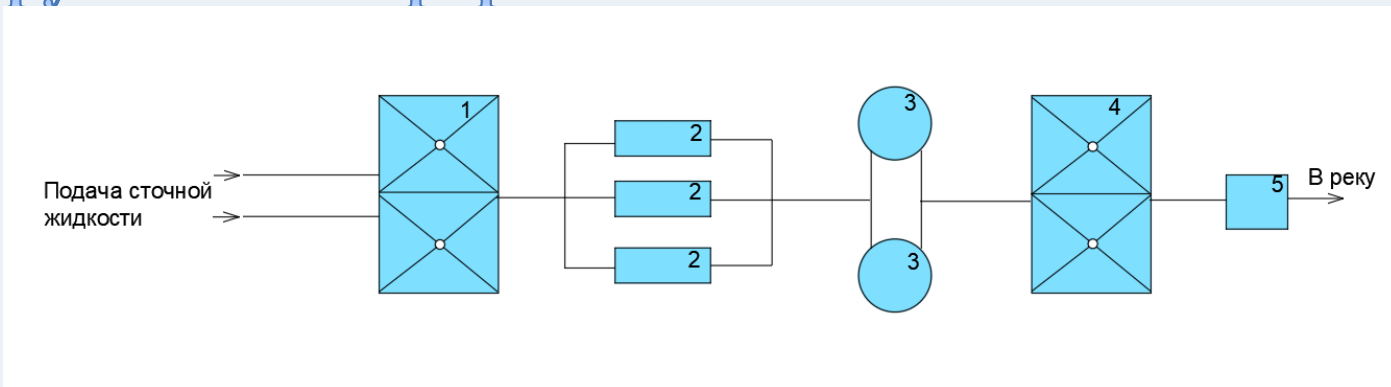
1 – вентиляционный стояк; 2 – вход в помещение.



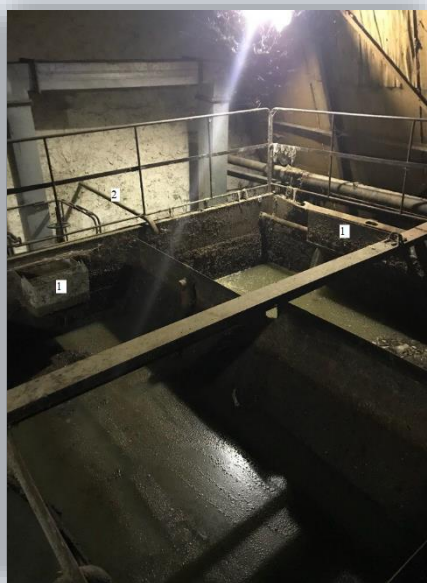
Резервуар-усреднитель

**1 – люк в резервуар-усреднитель; 2 –
вентиляционный стояк.**

Технологическая схема существующих локальных очистных сооружений микрорайона воинской части г. Болотное



1 – первичный вертикальный отстойник; 2 – резервуары-усреднители; 3 – биореакторы; 4 – вторичный вертикальный отстойник; 5 – узел обеззараживания.



**Первичный
отстойник**



Биореактор



**Вторичный
отстойник**



Хлораторная

Производственные помещения ЛОСК



**Насос для откачки осветленной сточной
жидкости**



Компрессор



Емкость с реагентом

Стихийно образованное место сброса городских стоков



Первая карта биологического пруда



Ассенизационная машина

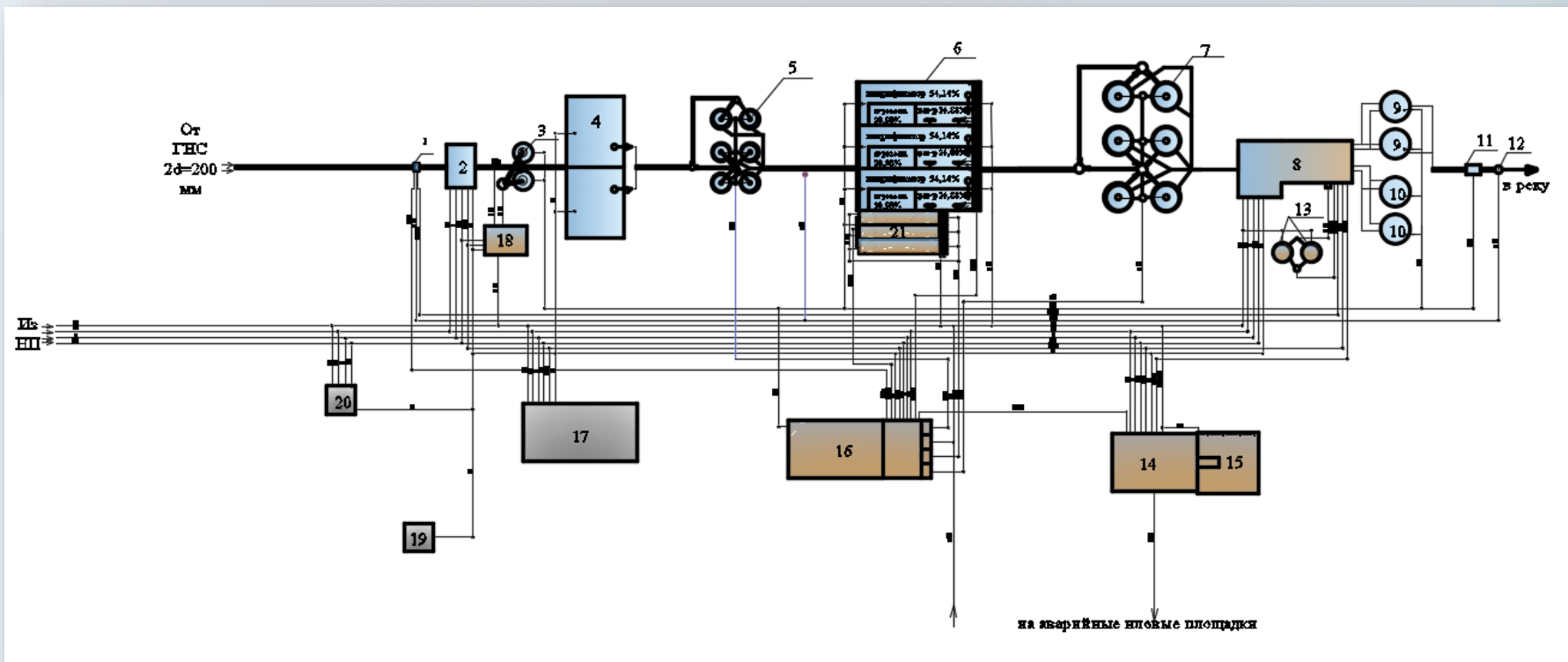


Вторая карта биологического пруда

Характеристика сточных вод, поступающих на проектируемые очистные сооружения канализации

	Исходные данные	Единица измерения
Общий среднесуточный расход	3700	м ³ /сут
Взвешенные вещества	220	мг/л
БПК _{полн}	250	мг/л
Азот аммонийный (N-NH ₄ ⁺)	30	мг/л
Фосфор фосфатов (P-PO ₄ ³⁺)	3,3	мг/л
Нефтепродукты	5	мг/л
СПАВ	8,5	мг/л
Жиры	20	мг/л

Технологическая схема полной биологической очистки сточной жидкости и аэробной обработки осадка (1 вариант)

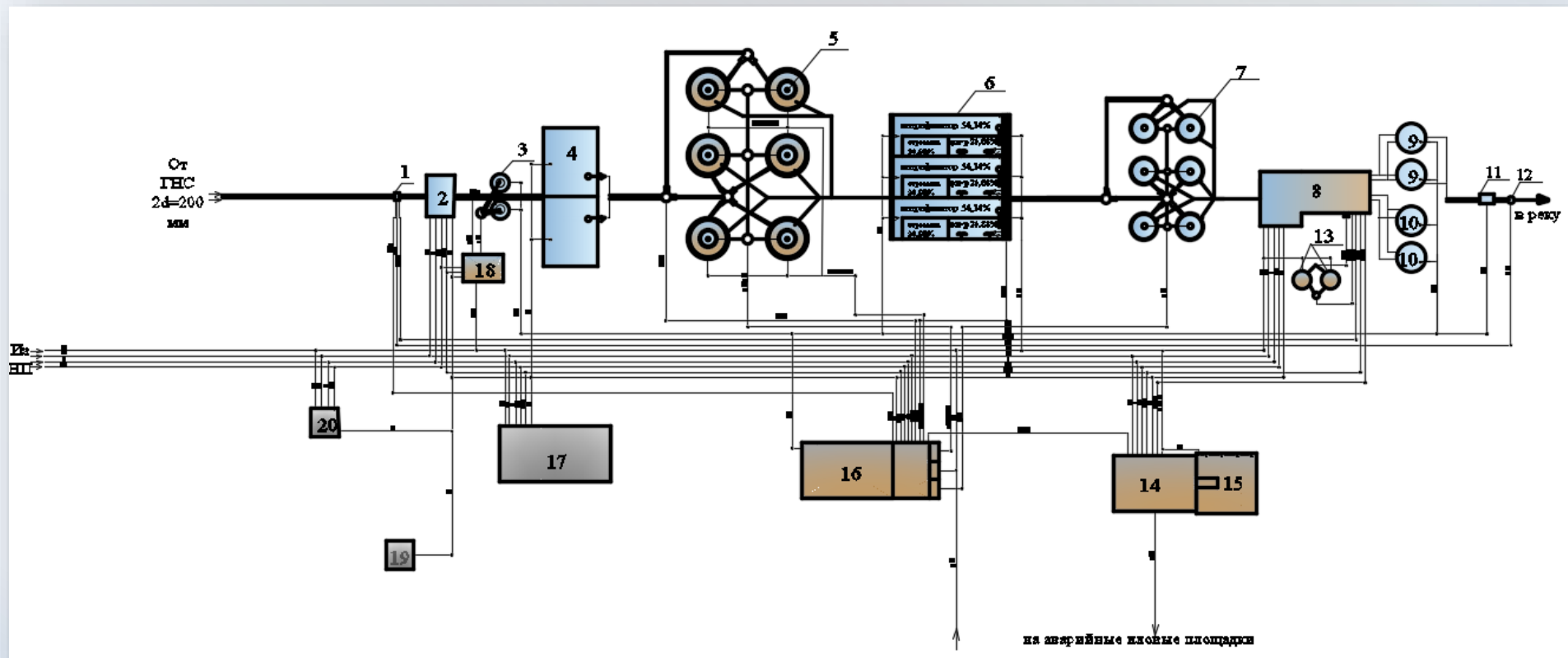


- 1 – камера гашения напора; 2 – здание решёток; 3 – горизонтальная песколовка с круговым движением воды; 4 – резервуар-усреднитель; 5 – вертикальный первичный отстойник; 6 – аэротенк, нитрификатор-денитрификатор; 7 – вторичные вертикальные отстойники; 8 – здание доочистки с микрофилтрами и зернистыми филтрами; 9 – резервуары чистой воды; 10 – резервуары промывной воды; 11 – барботажное устройство; 12 – выпуск в водоем; 13 – отделитель кристаллического осадка; 14 – цех механического обезвоживания; 15 – площадка для хранения обезвоженного осадка; 16 – насосно-воздуходувная станция; 17 – административно-бытовой комплекс; 18 – бункер песка; 19 – трансформаторная подстанция; 20 – проходная; 21 – аэробный стабилизатор.

Требуемые размеры основных сооружений (1 вариант)

Наименование сооружений	Размеры сооружений, мм	Кол-во соор, шт
Камера гашения напора	1000×1500×1200	1
Здание ступенчатых решеток	12000×6000	1
Горизонтальная песколовка с круговым движением воды	D=4000	2
Резервуар-усреднитель	12000×30000	2
Первичные вертикальные отстойники	D=4000	6
Аэротенк, нитрификатор-денитрификтор	27000×24000	1
Вторичные вертикальные отстойники	D=6000	6
Здание доочистки	12000×24000	1
Отделитель кристаллического осадка	D=4000	2
Аэробный стабилизатор	18000×3000×4500	3
Цех механического обезвоживания	12000×18000	1
Площадка для хранения кека	13000×13000	1
Аварийные иловые площадки	36000×38000	4

Технологическая схема полной биологической очистки сточной жидкости и анаэробной обработки осадка (2 вариант)

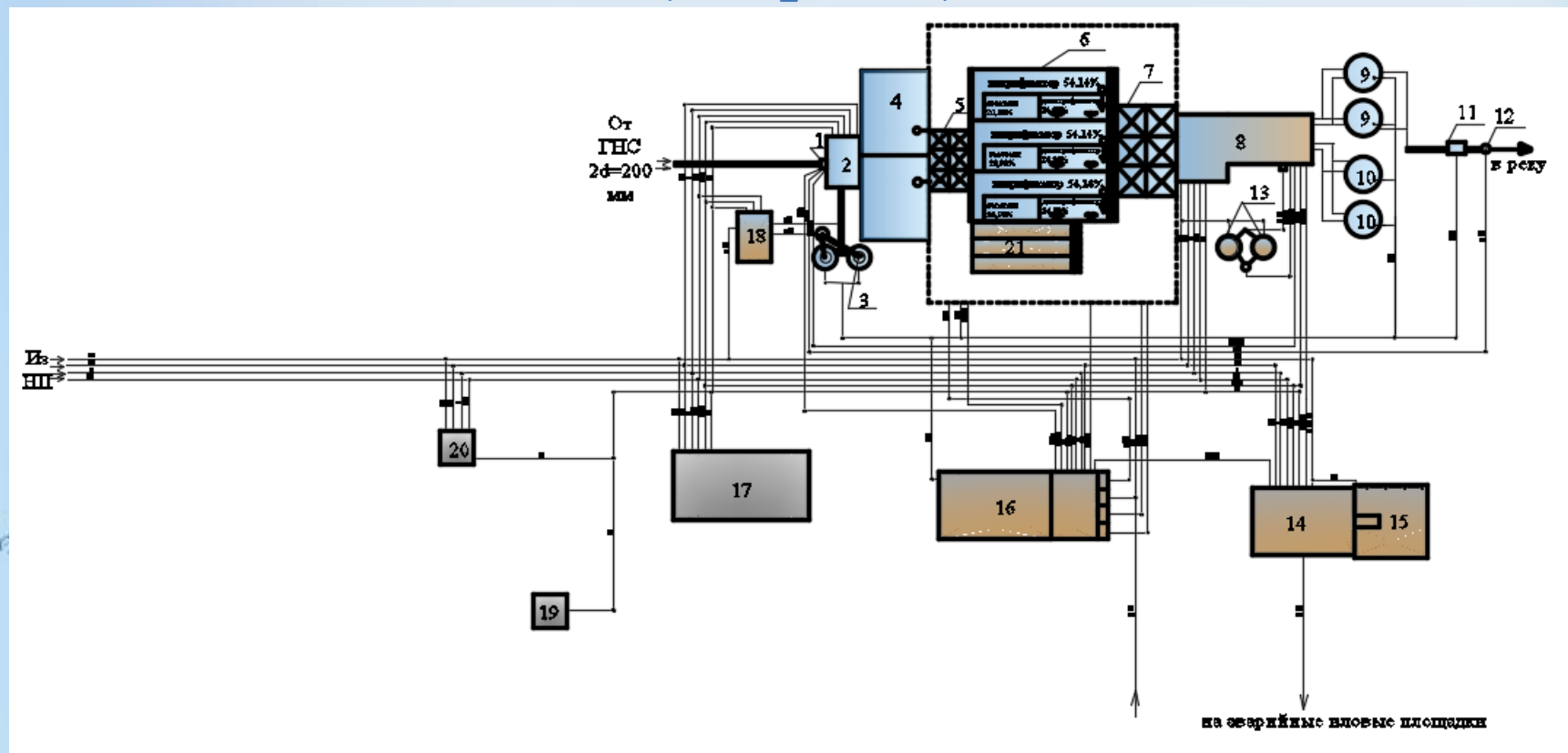


- 1 – камера гашения напора; 2 – здание решёток; 3 – горизонтальная песколовка с круговым движением воды; 4 – резервуар-усреднитель; 5 – осветлители-перегиватели; 6 – аэротенк, нитрификатор-денитрификатор; 7 – вторичные вертикальные отстойники; 8 – здание доочистки с биореакторами и напорными фильтрами; 9 – резервуары чистой воды; 10 – резервуары промывной воды; 11 – барботажное устройство; 12 – выпуск в водоем; 13 – отделитель кристаллического осадка; 14 – цех механического обезвоживания; 15 – площадка для хранения обезвоженного осадка; 16 – насосно-воздуходувная станция; 17 – административно-бытовой комплекс; 18 – бункер песка; 19 – трансформаторная подстанция; 20 – проходная.

Требуемые размеры основных сооружений (2 вариант)

Наименование сооружений	Размеры сооружений, мм	Количество соор-й, шт
Камера гашения напора	1000×1500×1200	1
Здание ступенчатых решеток	12000×6000	1
Горизонтальная песколовка с круговым движением воды	D=4000	2
Резервуар-усреднитель	12000×30000	2
Осветлители-перегниватели	D=9000	6
Аэротенк, нитрификатор-денитрификтор	27000×24000	1
Вторичные вертикальные отстойники	D=6000	6
Здание доочистки	12000×24000	1
Отделитель кристаллического осадка	D=4000	2
Цех механического обезвоживания	12000×18000	1
Площадка для хранения кека	13000×13000	1
Аварийные иловые площадки	36000×38000	4

Технологическая схема полной биологической очистки сточной жидкости и аэробной обработки осадка (3 вариант)



- 1 – камера гашения напора; 2 – здание решёток; 3 – горизонтальная песколовка с круговым движением воды; 4 – резервуар-усреднитель; 5 – вертикальный первичный отстойник; 6 – аэротенк, нитрификатор-денитрификатор; 7 – вторичные вертикальные отстойники; 8 – здание доочистки с микрофильтрами и зернистыми фильтрами; 9 – резервуары чистой воды; 10 – резервуары промывной воды; 11 – барботажное устройство; 12 – выпуск в водоем; 13 – отделитель кристаллического осадка; 14 – цех механического обезвоживания; 15 – площадка для хранения обезвоженного осадка; 16 – насосно-воздуходувная станция; 17 – административно-бытовой комплекс; 18 – бункер песка; 19 – трансформаторная подстанция; 20 – проходная; 21 – аэробный стабилизатор.

Технико-экономические показатели трёх вариантов

№	Показатели	Единица измерения	Значение показателя для I варианта	Значение показателя для II варианта	Значение показателя для III варианта
1	Строительная стоимость	млн. руб.	383,10	189,3	385,88
2	Эксплуатационные затраты	млн. руб.			
	стоимость электроэнергии	млн. руб.	0,9	0,89	0,9
	стоимость реагентов	млн. руб.	2,02	2,02	2,02
	заработная плата рабочих	млн. руб.	10,38	10,38	10,38
	выплаты за водопользование	млн. руб.	2,29	2,29	2,29
	амортизационные затраты	млн. руб.	16,1	7,95	16,2
3	Прибыль	млн. руб.			
	осадок органический	млн. руб.	1,96	1,96	1,96
	реализация очищенной воды	млн. руб.	6,75	6,75	6,75
4	Себестоимость	руб./м ³	23,4	17,4	23,5

Выводы

1. Среди существующих методов удаления фосфора (биологический, физико-химический, комбинированный) наиболее перспективным является физико-химический, позволяющий добиться снижения фосфора до ПДК.
2. Центрифугирование дает наибольший эффект выделения фосфора из клетки в окружающую среду. Из двух параметров центрифугирования: скорость и продолжительность вращения ротора, наибольшее влияние оказывает скорость вращения. Так, при центрифугировании сырого осадка на 4000 об/мин можно увеличить концентрацию фосфора в иловой воде почти в 10 раз в сравнении с исходными значениями.
3. Подобраны оптимальные дозы реагентов (CaCl_2 , MgCl_2 , NaOH) для снижения фосфора в сточной жидкости до ПДК.
4. Разработана и предлагается технологическая схема физико-химической очистки стоков внутриплощадочной канализации, которая позволяет при минимальных капитальных эксплуатационных затратах уменьшить концентрацию фосфора в сточной жидкости на 50%.
5. На основании выполненных исследований выявлено, что в летний период при нагревании сточной жидкости в первичных отстойниках и аэротенках степень высвобождения фосфора выше в 1,3-1,8 раза.
6. Исследования показали, что в процессе анаэробного сбраживания почти в 2 раза возрастает концентрация фосфора.
7. Проведено техническое обследование ЛОСК г. Болотное, установлено, что необходимо строительство новых очистных сооружений канализации, рассчитанных на прием стоков от всего города.

A dynamic background featuring a large splash of water in shades of light blue and white, with numerous bubbles rising from the base of the splash. The text is overlaid on the central part of the splash.

Спасибо за внимание!