

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Некоммерческое акционерное общество  
АЛМАТИНСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ЭНЕРГЕТИКИ И СВЯЗИ

кафедра Тепловые энергетические установки

«Допущен к защите»

Заведующий кафедрой Кибардин А.А.  
кандидат технических наук  
(Ф.И.О., ученая степень, звание)

\_\_\_\_\_ « \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.  
(подпись)

ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ

На тему: Реконструкция водоподготовительной  
установки № АТЭЦ-1

Специальность 53071400 Теплоэнергетика

Выполнил (а) Мусунбеков А.К. БТЭУ-10  
(Фамилия и инициалы) группа

Научный руководитель Балтияр Б.Т.  
(Фамилия и инициалы, ученая степень, звание)

Консультанты:

по экономической части:

Парашонов С.Г. к.э.н. профессор  
(Фамилия и инициалы, ученая степень, звание)  
\_\_\_\_\_ « 17 » июня 2014 г.  
(подпись)

по безопасности жизнедеятельности:

Бешимбетова А.С. ст. преп.  
(Фамилия и инициалы, ученая степень, звание)  
\_\_\_\_\_ « 19 » авг. 2014 г.  
(подпись)

по применению вычислительной техники:

\_\_\_\_\_ (Фамилия и инициалы, ученая степень, звание)  
\_\_\_\_\_ « \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.  
(подпись)

Нормоконтролер: Рубович В.П. доцент  
(Фамилия и инициалы, ученая степень, звание)  
\_\_\_\_\_ « \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.  
(подпись)

Рецензент: Вриов А.М.  
(Фамилия и инициалы, ученая степень, звание)  
\_\_\_\_\_ « \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.  
(подпись)

Алматы 2014 г.

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Некоммерческое акционерное общество  
АЛМАТИНСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ЭНЕРГЕТИКИ И СВЯЗИ

Факультет Завочного отделения и переподготовки спец.  
Специальность 55071400 - "технологическая"  
Кафедра тепловые энергетические установки

ЗАДАНИЕ

на выполнение дипломного проекта

Студент Мурзубекова Асель Канатовна  
(фамилия, имя, отчество)

Тема проекта Реконструкция водогрейной котельной установки на АТЭС-1

утверждена приказом ректора № \_\_\_ от «\_\_\_» сентября 20\_\_\_ г.

Срок сдачи законченной работы «\_\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_\_ г.

Исходные данные к проекту требуемые параметры результатов проектирования (исследования) и исходные данные объекта

Установленная мощность: электрическая - 145 МВт  
тепловая - 1203 Гкал/ч

Топливо - природный газ, мазут и Караганда уголь  
2 турбины типа ПТ-60-90/13

1 турбина типа Р-25-90/18

7 водогрейных котлов ПТВМ-100

6 энергетических котлов БКЗ-160-100Ф

Перечень подлежащих разработке дипломного проекта вопросов или краткое содержание дипломного проекта:

1. Аннотация

2. Введение

3. Общие сведения АО "АЭС" ТЭЦ-1

4. Расчет действующей БТУ

5. Существующий водо-химический режим

6. Оптимизация БТУ

7. Безопасность жизнедеятельности

8. Экономическая часть



Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей)

- Генеральный план
- Принципиальная схема
- Поперечный разрез главного корпуса

Рекомендуемая основная литература

1. Дятковский Ю.И. Обратной осмос и ультрафильтрация. М.: Химия 1978.
2. Возвондготовко и водной режимы теплообъектов низкого и среднего давления. Справочник / конструктор Ю.М., Мензгерский М.А., Коровина О.В. - М.: Теплоатомиздат, 1990 - 254 с.
3. Страна труда: Учебник для студентов. Б.А. князевский, П.А. Далин, Т.П. Марусова и др; Под ред. Б.А. князевского - 2е-е изд., перераб. и доп. - М.: Высшая школа, 1982 - 311с

Консультанты по проекту с указанием относящихся к ним разделов

Раздел	Консультант	Сроки	Подпись
Эконом. часть	Парамонов С.Г.	17.06.14	
Б.Х.О	Бегимбетов А.С.	11.06.14 - 19.06.14	
Норм. контр	Дубовик В.П.	19.06.14	



## Аңдатпа

Бітіру жұмысында 1 ЖЭО-да су дайындау қондырғысын қайта жөндеуі қарастырылып, 1-ші сатыдағы су тазартуда қолданылатын ион алмасу қондырғысын кері осмостық қондырғыға ауыстырылуы қарастырылған.

Экономикалық бөлімде жабдықтаудың шығындары мен өзіндік құнының есебі салыстырылып, шығарылған қаржының қайту мерзімі есептелген.

Өмір тіршілігі қауіпсіздігі бөлімінде зертханадағы қазіргі кездегі еңбек жағдайларының талдауы жүргізіліп, нәтижесінде жасанды жарықтандырудың және ауаны тазартудың есептелуі жүргізілген.

## Аннотация

В выпускной работе рассмотрена реконструкция водоподготовительной установки на ТЭЦ-1 с заменой 1 ступени очистки воды (ионный обмен) на обратноосмотическую установку.

В экономической части показано сравнение расчета себестоимости и затрат на оборудование, а также срок окупаемости.

В разделе безопасность жизнедеятельность выполнен анализ существующих условий труда в лаборатории, по результатам которого выполнены расчет искусственного освещения и расчет вентиляции.

## Abstract

In this paper we consider the reconstruction of the discharge water treatment plant at TPP – 1 replacing 1- stage water purification (ion exchange) to a reverse osmosis unit.

On the economic side comparison shows the calculation of costs and equipment costs, and the payback period.

In the safety analysis of existing livelihoods made in working conditions in the laboratory, the results of artificial lighting calculation and payment of ventilation.

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	10
1. Литературный обзор.....	10
2. Общие сведения АО «АлЭС» ТЭЦ-1.....	14
2.1 Краткое описание ТЭЦ-1.....	14
2.2 Состав основного оборудования.....	16
2.3 Установка химобессоливания.....	18
3. Расчет действующей ВПУ.....	27
3.1 Расчет фильтров.....	27
4. Существующий водно-химический режим.....	40
4.1 Водно-химический режим котлов БКЗ 160-100.....	40
5. Оптимизация ВПУ.....	46
5.1 Современные мембранные технологии.....	46
5.2 Расчет использование метода обратного осмоса.....	53
5.3 Краткое описание спроектированной водоподготовительной установки.....	56
6. Безопасность жизнедеятельности.....	60
6.1 Анализ условий труда.....	60
6.2 Расчет вентиляции.....	63
6.3 Расчет искусственного освещения.....	68
6.4 Расчет вентиляционной трубы.....	70
7. Экономическая часть.....	71
7.1 Экономическая оценка выбора схемы водоподготовки.....	71
7.2 Расчет себестоимости обессоленной воды при обработке по существующей схеме ВПУ.....	73
7.3 Расчет себестоимости воды при реконструкции ВПУ.....	76
7.4 Экономическая оценка оптимизации ВПУ на ТЭЦ-1.....	79
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	82
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	84
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	86

## ВВЕДЕНИЕ

Вода в огромных количествах используется в энергетике в качестве теплоносителя, рабочего тела, растворителя и т.д. Растворенные в воде вещества вызывают те или иные неполадки в работе энергетического оборудования.

Образование отложений на поверхности нагрева происходит вследствие протекания в нагреваемой среде процессов, связанных с образованием труднорастворимых веществ из-за концентрирования солей при многократном упаривании в котле питательной воды, а также понижения растворимости ряда веществ с повышением температуры. Все накипи вызывают ухудшение теплопередачи и, как следствие, увеличение пережога топлива и перегрева металла, так как при большой толщине накипи увеличивается сопротивление проходу воды, происходит нарушение циркуляции. Скопление продуктов коррозии на участках теплосети с малыми скоростями может привести к увеличению гидравлического сопротивления сети, снижению ее пропускной способности, забиванию коррозионными отложениями местных систем отопления [1].

Для снижения тенденции образования накипи на поверхностях теплообмена обычно прибегают к обессоливанию воды с помощью ионообменных установок или стабилизационной обработке воды с помощью ингибиторов солеотложений, в ходе которой в подпиточную воду вводятся реагенты, препятствующие образованию накипи.

Правильный выбор качественного оборудования для подготовки воды обеспечивает значительный резерв повышения надежности и экономичности станций. За годы использования мембранных систем в практике очистки поверхностных и подземных вод сложились определенные представления о типах применяемых мембран, о технологических схемах предварительной очистки воды перед мембранными установками, о требованиях к качеству подаваемой в установки воды, о применяемых реагентах для регенерации мембран и предотвращения образования кристаллических отложений на мембранах, о типах и конструкциях применяемых аппаратов [2].

ионного обмена на установку обратного осмоса, которая позволит не только снизить расход реагентов на регенерацию Н-катионитных и ОН-анионитных фильтров второй ступени, уменьшить расход воды на собственные нужды, уменьшить суммарное время регенерации фильтров, а также добиться необходимого качества питательной воды.

В дипломной работе предложены меры оптимизации существующей водоподготовительной установки ТЭЦ-1 путем замены первой ступени

## 1. Литературный обзор

Применение мембранных методов при подготовке питательной воды паровых котлов при существующих в настоящее время тарифах на воду, сброс в канализацию и энергоресурсы экономически целесообразно.

Паровые котлы служат для получения пара, горячей воды, обеспечения теплоснабжения жилых зданий. В производстве пара используется глубоко умягченная вода, которую получают с помощью установок Н-катионирования. Однако Н-катионитовые фильтры имеют существенный недостаток: их регенерация производится раствором серной кислоты, в результате образуются регенерационные стоки, которые необходимо утилизировать. Традиционно эти стоки направляются в городскую канализацию. Это представляет серьезную экологическую проблему.

Применение мембранных установок в энергетике перспективно, поскольку при ионообменных методах подготовки воды образуется большое количество высокоминерализованных сточных вод, обработка которых требует значительных финансовых средств, иногда достигающих 70% основных затрат.

В мембранных обратноосмотических установках исходная вода разделяется на два потока: прошедшую через мембраны обессоленную воду (фильтрат) и поток, в котором остаются все соли загрязнения (концентрат). По своему солевому составу концентрат представляет собой исходную воду, сконцентрированную в 2-3 раза, и не является каким-либо агрессивным «рассолом» или «стоком», не подлежащим сбросу в канализацию. Для сброса в бытовую канализацию установлены нормативы состава сточных вод, - 1000 мг/л, поэтому концентрат мембранных установок, использующих воду из городского водопровода, обычно находится в рамках указанных нормативов [3].

Применение мембранных установок в энергетике перспективно, поскольку является более экологичным, экономичным и компактным по сравнению с традиционными ионитными схемами обессоливания воды.

Указанные преимущества обусловлены тем, что в установках обратного осмоса (УОО) обработка воды происходит без применения регенерирующих реагентов, которые затем должны сбрасываться в виде солей через стоки водоподготовки. Экономичность УОО определяется сокращенным расходом кислоты и щелочи при обессоливании воды, экономией исходной воды и электроэнергии, а так же компактностью УОО, что позволяет сократить площади для размещения УОО .

УОО практически полностью обеспечивает удаления органических примесей. В отличии от ионного обмена и испарителей УОО удаляет весь спектр органических примесей.

При обычном процессе фильтрования задерживаемые частицы остаются в фильтрующей загрузке, а затем удаляются из нее обратной промывкой.



При обратноосмотическом обессоливании воды обеспечивается постоянный отвод растворенных веществ от поверхности обратноосмотической мембраны.

Конструкция обратноосмотической мембраны достаточно сложна и включает, кроме самой мембраны, специальные дренажные слои со стороны пермеата (фильтрат), а также турбулизатор для перемешивания потока жидкости внутри мембраны. При прохождении в каналах мембраны, вследствие того, что из раствора будут уходить через мембрану молекулы чистой воды, в приграничном слое у поверхности мембраны будет увеличиваться концентрация растворенного вещества. Отношение концентрации растворенного вещества в приграничном слое мембраны к концентрации вещества в растворе называется концентрационной поляризацией. Концентрационная поляризация является отрицательным фактором при обратноосмотическом фильтровании. Она способствует осаждению на мембране соединений жесткости, закупориванию пор в мембране, снижению ее производительности, повышению солесодержания пермеата. Кроме того, будет повышаться гидравлическое сопротивление мембраны и необходимое давление фильтрования исходной воды.

Для предотвращения такой проблемы в исходную воду, прошедшую предварительную очистку, перед обратноосмотической установкой дозируется антискалант (антискалянт) и биоцид [4].

Антискалант (антискалянт, ингибитор отложений) предназначен для предотвращения отложений осадков на поверхности мембран, образуемых нерастворимыми в воде соединениями железа, карбонатов щелочноземельных и некоторых других металлов. Данный реагент рекомендован для защиты полиамидных мембран.

Применение антискаланта на практике заключается в точном дозировании реагента в исходную воду, поступающую на установку обратного осмоса (нанофильтрации). Антискалант (антискалянт) поставляется в форме концентрата в 10 и 20 литровых канистрах. Рекомендуемая доза дозирования средства зависит от физико-химических характеристик исходной воды (температура, химический состав) и параметров процесса (производительность установки по пермеату, степень извлечения пермеата, тип мембраны).

Биоцид дозируется для уничтожения микрофлоры и исключения зарастания поверхности мембран микроорганизмами. Биоцид представляет собой серосодержащее органическое соединение. Биоцид нетоксичный антисептический реагент, угнетает жизнедеятельность микроорганизмов.

Физико-химические свойства биоцида:

Наименование показателя	Норма
1. Внешний вид:	Сыпучий порошок от светло-серого до

светло- коричневого цвета.

2. Содержание основного вещества: Не менее 75%

3. рН водного раствора с массовой долей продукта 1 %, в пределах 10,5 – 11,5

Биоцид относится к группе негорючих веществ к умеренно опасным веществам , 3-й класс опасности по ГОСТ 12.1.007.

## Общие сведения АО «АлЭС» ТЭЦ-1

### 2.1 Краткое описание ТЭЦ-1

АО «АлЭС» ТЭЦ-1 входит в зону централизованного теплоснабжения г. Алматы и обеспечивает теплом, совместно с АО «АлЭС» ТЭЦ-2 и котельными Западного теплового комплекса, потребителей центральной части города. Кроме того, ТЭЦ-1 является источником снабжения электроэнергией промышленных и бытовых потребителей города.

Установленная тепловая мощность ТЭЦ-1 в настоящее время составляет 1203 Гкал/ч, располагаемая с учетом собственных нужд - 860 Гкал/ч.

Установленная электрическая мощность ТЭЦ - 145 МВт, располагаемая - 107,4 МВт. Ограничение мощности ТЭЦ вызвано, в том числе:

- вынужденным ограничением производительности паровых котлов в связи с требованиями по снижению выбросов в атмосферу;
- ограничением производительности водогрейных котлов при сжигании мазута.

В настоящее время на ТЭЦ-1 используется три вида топлива: природный газ, мазут и концентрат энергетический карагандинского угля.

В энергетических котлах в отопительный период сжигается, в основном, концентрат карагандинского угля. В летний период на энергетических котлах сжигаются избытки природного газа. В отопительный период газ для ТЭЦ-1 практически не выделяется. Мазут используется в энергетических котлах в качестве растопочного топлива.

В водогрейных котлах в качестве основного топлива сжигается

мазут и природный газ.

Режим выработки электроэнергии АО «АлЭС» ТЭЦ-1 - по тепловому графику. Охлаждение конденсаторов турбин типа ПТ-60-90/13 производится сырой водой, направляемой далее на ХВО подпитки котлов и теплосети. Система горячего водоснабжения - открытая.

В настоящее время на ТЭЦ действуют обратная гидравлическая система совместного удаления золы и шлака с возвратом осветленной воды на ТЭЦ. Золоулавливание - мокрое; золоуловители - скруббера с трубами Вентури (котлы ст. № 8, 9, 12, 13) и эмульгаторы (котлы ст. № 10, 11).

Исходной водой для подпитки котлов и теплосети служит водопроводная вода из Талгарского водовода. Сырая вода питьевого качества поступает по двум водоводам диаметром Ду=1000 мм и

повысительными насосами сырой воды подается на охлаждение конденсаторов турбин ст. № 9 и 10, а также теплообменника оборотной системы масло-газоохладителей и др. Подогретая вода направляется на ХВО.

Подпитка котлов осуществляется химобессоленной водой, подаваемой в атмосферные деаэраторы (ДСА). После деаэраторов вода перекачиваемыми насосами подается в систему регенерации турбин ст. № 9, 10 и в деаэраторы 0,6 МПа (ДСП). Деаэрированная вода поступает в подогреватели высокого давления турбин и далее направляется в котлы.

Пар 9,81 МПа от котлов поступает к турбинам, БРОУ 100/18 ата ст. № 1, 2 и БРОУ 100/13 ата ст. № 3.

Пар 0,12 МПа теплофикационных отборов турбин ст. № 9, 10 направляется на основные сетевые подогреватели и в качестве греющей среды к атмосферным деаэраторам.

Пар 1,3 МПа производственных отборов турбин ст. № 9, 10 и противодействия турбины ст. № 8 направляется к пиковым сетевым

подогревателям, деаэраторам 0,6 МПа, на собственные нужды ТЭЦ и внешним потребителям.

## 2.2 Состав основного оборудования

В настоящее время в эксплуатации на ТЭЦ-1 находятся шесть энергетических котлов БКЗ-160-100Ф ст. № 8-13; семь водогрейных котлов ПТВМ-100 ст. № 1-7, три паровые турбины: Р-25-90/18 ст. № 8 и ПТ-60-90/13 ст. № 9, 10. Все энергетические котлы пылеугольные с факельным сжиганием твердого топлива и имеют возможность работы на газе. Водогрейные котлы работают на газе и мазуте.

Состав и характеристики основного оборудования приведены в таблицах 1 и 2.

**Таблица 2.2.1 - Характеристики паровых и водогрейных котлоагрегатов ТЭЦ-1**

	Тип и завод-изготовитель	Год ввода	Производительность, т/ч, Гкал/ч	Параметры		Примечание
				Давление, МПа	Температура, °С	
<b>Котлы энергетические - Барнаульский котельный завод (БКЗ)</b>						
	БКЗ-160-100Ф	1960	160	9,81	540	
	БКЗ-160-100Ф	1961	160	9,81	540	
	БКЗ-160-100Ф	1969	160	9,81	540	

	БКЗ-160-100Ф	1970	160	9,81	540	
	БКЗ-160-100Ф	1971	160	9,81	540	
	БКЗ-160-100Ф	1972	160	9,81	540	

	Тип и завод-изготовитель	Год ввода	Производительность, т/ч, Гкал/ч	Параметры		Примечание
				Давление, МПа	Температура, °С	
<b>Котлы водогрейные</b>						
	ПТВМ-100(ДКЗ) Дорого-	1967	75/100*	2,5	70/150	
	ПТВМ-100 (ДКЗ)	1969	75/100*	2,5	70/150	
	ПТВМ-100 (ДКЗ)	1970	75/100*	2,5	70/150	
	ПТВМ-100 Белгородский	1976	75/100*	2,5	70/150	
	ПТВМ-100 (БелКЗ)	1978	75/100*	2,5	70/150	
	ПТВМ-100 (БелКЗ)	1979	75/100*	2,5	70/150	

Водогрейные котлы предназначены для работы на мазуте и газе. Рабочая производительность котлов: при работе на мазуте - 75 Гкал/ч, при работе на газе - 100 Гкал/ч.

**Таблица 2.2.2** - Характеристики турбоагрегатов установленных на ТЭЦ-1

Тип и завод-изготовитель	Год ввода	Мощность, МВт	Параметры	
			Давление, МПа	Температура, °С
	Год.			



Р-25-90/18*(ХТГЗ)	1960	25	9,3	535
ПТ-60-90/13(ЛМЗ)	1970	60	9,3	535
ПТ-60-90/13(ЛМЗ)	1971	60	9,3	535

В отопительный период для покрытия потребности города в тепле и выработки электроэнергии в работе находятся шесть паровых энергетических котлов типа БКЗ-160-100, при этом в расчетном режиме (при температуре наружного воздуха минус 25 °С) в работе находятся 6 котлов, а в средне-отопительном - 5 котлов.

В паровых котлах в качестве основного топлива сжигается каменный уголь.

В турбинном цехе установлены три турбины: одна турбина Р-25-90/18, две турбины ПТ-60-90/13-1,2, а также остался в работе конденсатор демонтированной турбины ст. № 7, служащий в качестве охладителя циркуляционной воды охлаждения маслоохладителей питательных насосов.

В летний период работают только паровые энергетические котлы в которых сжигается газ. В работе одновременно находятся 2-3 котла в зависимости от тепловой и электрической нагрузок, покрываемых от ТЭЦ-1.

### 2.3 Установка химобессоливания

Описание обессоливающей установки.

Проектная производительность обессоливающей установки 330 м<sup>3</sup>/час. В 2006 г. зимой производительность, по усредненным данным, достигала 200 м<sup>3</sup>/час, летом - 150 м<sup>3</sup>/час.

Исходной водой служит горводопроводная артезианская вода (смесь воды подземных источников Алматинского месторождения), подаваемая в конденсаторы турбин ст. № 9, 10, где подогревается и подается в химцех на установку подпитки теплосети и на обессоливающую установку.

На обессоливающую установку также подается холодная исходная вода. Обработка воды производится по схеме 2-х ступенчатого

Н-катионирования, декарбонизации и последующего ОН-анионирования.

1) Из баков обессоленной воды (ОВ) насосами обессоленная вода подается в атмосферные деаэраторы ТЦ.

**Таблица 2.3.1** - Средний химический состав артезианской воды Талгарского водовода.

<b>Химический состав</b>	<b>МГ /КГ</b>	<b>МГ-ЭКВ/КГ</b>
$Ca^{2+}$	28, 1	1,4
$Mg^{2+}$	9,5	0,7
$Na^{+} + K^{+}$	19	0,83
$HCO_3^{-}$	-	2,07
$SO_4^{2-}$	27, 5	0,57
$Cl^{-}$	9	0,25
$NO_3^{-}$	2,5	0,04
$SiO_3^{2-}$	13	-
Взвешенные вещества	1,3	-
Жо	-	2,1
Що	-	2,1
Сухой остаток	19 4	-

Обраб  
отка  
воды

По проекту процесс анионирования предусмотрен в двух корпусах работающих фильтрах последовательно. При регенерации фильтров в начале обработке подлежал второй по ходу воды фильтр, затем первый. В последние годы, для сокращения расхода реагентов на восстановление обменной способности фильтров и сокращения расхода воды на собственные нужды ОУ в каждую ступень обработки включили по 2 или 3 фильтра, работающих последовательно. (Использованы высвободившиеся фильтры натрий - катионитовой установки подпитки теплосети при переходе на обработку воды теплосети реагентом ИОМС).

Так, первая ступень Н—катионирования включает пары фильтров: ст. № 1/2; 3/4; 5/6; 7/8; 9/10. Вторая ступень Н - катионирования регенерируется совместно с парами Н-катионитовых фильтров первой ступени. Регенерационные воды, в зависимости от рН, сбрасываются в баки-усреднители (БУ) или в бак кислых вод (БКВ). Регенерация и отмывка Н-катионитовых фильтров, при сбросах отмывочных вод в БУ совмещается с отмывками ОН- фильтров для поддержания в БУ значения рН в пределах 5-9. Ступень анионирования состоит из 4-х "строенных" фильтров.

Обвязки фильтров ОУ по соединению корпусов в "тройки" выполнена силами ТЭЦ. Этой работой достигнута экономия по расходу воды на собственные нужды и реагентов.

**Таблица 2.3.2 - Планируемый и фактический расход реагентов на ОУ .**

Год.	Серная кислота, тов. продукт, г/м <sup>3</sup>		Каустическая сода, 100%, г/м <sup>3</sup>	
	Норма (план.)	Факт	Норма (план.)	Факт
2006 г.	646,5	609,	383,5	224,1
		7		
2007 г.	646,5	607,	383,5	212,5
		5		

Из таблицы видно, что фактический расход реагентов значительно меньше расчетного. Расход воды на собственные нужды ОУ составляет в среднем 20 % от производительности ОУ (данные ПТО ТЭЦ).

Несмотря на экономию реагентов, необходимо признать, что подобные переключения фильтров достаточно трудоемкие, так как операции по открытию - закрытию запорной арматуры оперативным персоналом химцеха выполняются вручную.

Установленные приборы расхода воды физически и морально устарели, частично не подлежат ремонту.

ОУ не оснащена приборами автоматического химконтроля для наблюдения за технологическими процессами. Автоматизация указанных приборов привела бы к существенной экономии расхода реагентов, воды на собственные нужды и времени оперативного персонала.

В фильтрах ОУ засыпаны ионообменные смолы разных фирм-производителей. Смола, в основном, прослужила более 15-20 лет и требует замены. Данные приведены в приложении А (Таблица 1).

С 1997 года приобреталась смола фирмы «Байер», затем перешли на смолы марки Леватит МоноПлюс.

Анионитные фильтры загружены моносмолами МР 64, М 511, М 500, в общей сложности 71,11 м<sup>3</sup>. Эксплуатация моносмол имеет свои

особенности, технологический процесс наиболее эффективно проходит при применении фильтров с зажатым фильтрующим слоем в условии противотока.

Работа фильтров ОУ осуществляется согласно режимным картам, которые приведены в приложении Б (Таблицы 1,2,3).

Описание схемы для подпитки котлов.

Исходная вода, подогретая до 35<sup>0</sup>С-40<sup>0</sup>С, подается на водоочистку из турбинного цеха. Для подачи исходной воды на ХВО служат два трубопровода: основной и дублирующий.

Вода поступает через измерительные диафрагмы, установленные на трубопроводах, на Н-катионитовые фильтры I-ой ступени.

Н-катионитовые фильтры предназначены для обмена всех катионов исходной воды на катион водорода. Затем вода поступает на Н-катионитовые фильтры второй ступени. Вторая ступень Н-катионирования служит для поглощения катионов натрия «проскочивших» через Н-катионитовые фильтры первой ступени. Вода со второй ступени Н-катионитовых фильтров поступает в декарбонизатор, где происходит удаление из воды свободной углекислоты. Далее вода после декарбонизатора обессоливающей установки поступает на анионитовые фильтры [6].

Ступень анионирования имеет целью обмен анионов сильных кислот (SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, Cl<sup>-</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) на анион OH<sup>-</sup>, содержащийся в отреагированном анионите.

После ступени анионитовых фильтров вода поступает в бак обессоленной воды со следующими химическими показателями:

- |                   |                    |
|-------------------|--------------------|
| а) жесткость      | 5 мкг-экв/кг       |
| б) щелочность     | 10-15 мкг-экв/кг   |
| в) кремнекислота  | 200-500 мкг-мкг/кг |
| г) солесодержание | 0-10 мкг-мг/кг     |

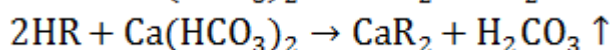
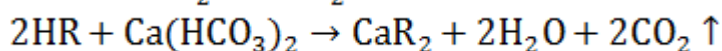
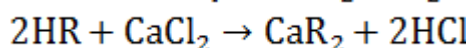
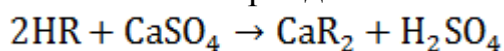
Из бака насосами Q=30-65 м<sup>3</sup>/час вода подается в конденсатор турбины (или идет самотеком), а также может подаваться насосами в дренажные баки.

#### Описание работы фильтров.

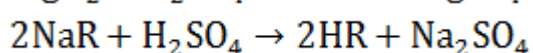
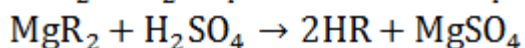
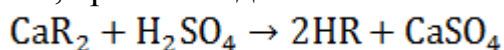
Катионитовые фильтры.

Катионитовый метод умягчения воды основан на способности некоторых практически нерастворимых в воде материалов-катионитов вступать в ионный обмен с растворенными в воде солями, поглощая из воды

катионы и отдавая в раствор эквивалентное количество ионов водорода, которыми катионит периодически насыщается при регенерации .



При регенераций происходят восстановление обменной емкости катионита, причем выделившиеся соли жесткости удаляются:



В современных катионитах в качестве функциональных групп используются в основном группы  $SO_3H$ ,  $COOH$ .

Любой катион может быть поглощен катионитом с необходимой степенью полноты, но величина рабочей емкости поглощения и удельный расход регенерируемого вещества при этом будут зависеть от природы поглощаемого катиона.

В следующем ряду  $K$ ,  $Ca$ ,  $Mg$ ,  $Zn$ ,  $Fe$ ,  $Sn$ ,  $H$ ,  $Cu$ ,  $Ag$ ,  $Au$  каждый последующий катион более интенсивно поглощается катионитом, чем предыдущий; другими словами, каждый предыдущий катион будет вытесняться из катионита последующим, если они находятся в растворе в сопоставимых концентрациях.

При Н-катионировании все катионы, содержащиеся в обрабатываемой воде, заменяются катионом водорода. По мере истощения катионита катион, обладающий наименьшей способностью поглощения, начинает вытесняться в фильтрат более активными ионами кальция и магния.

I ступень Н-катионирования предназначается для обмена всех катионов, содержащихся в фильтруемой воде, на ион водорода в Н-катионите. II ступень Н-катионирования предназначается для обмена главным образом натрия, случайно проскочившего через Н-катионитовый фильтр I ступени.

Устройство Н-катионитовых фильтров.

Н-катионитовый фильтр представляет собой стальной цилиндрический резервуар с приваренными к нему сферическими днищами. Рассчитан на рабочее давление 6 ата, пробное давление 9 ата. Нижнее днище фильтра залито кислотостойким бетоном и покрыто эпоксидной смолой, на которую положен винипласт или полистирол. Диаметр фильтра 3000 мм. Внутренняя поверхность фильтра покрыта кислотостойким покрытием (резиной).

Фильтр снабжен:

1. Нижним дренажным устройством, состоящим из коллектора, закрепленного в нижнем днище с системой расположенных по обеим его сторонам труб со щелевидными отверстиями.

2. Верхним распределительным устройством.



3. Фронтowymi трубопроводами с 6 задвижками.
4. Верхним люком для загрузки фильтра и периодических осмотров его.
5. Нижним люком для загрузки фильтра.
6. Боковым люком для гидроперегрузки фильтра.
7. Воздушником с вентилем.
8. Двумя пробоотборными точками (трубками) с вентилем на входе и выходе воды.
9. Загружается фильтр катионитами.

### Декарбонизация.

1. Декарбонизатор - аппарат для удаления свободной углекислоты образовавшейся в процессе Н-катионирования. Удаление углекислоты необходимо как с целью предохранения от коррозии оборудования и трубопроводов, так и для повышения емкости поглощения анионита по  $\text{SiO}_3^{2-}$ .

2. Декарбонизатор представляет собой цилиндрический резервуар, диаметром 1,5 м. Внутренняя поверхность декарбонизатора покрыта хлориновой тканью.

Загружен декарбонизатор кольцами Рашига. В нижней части декарбонизатора расположен дырчатый лист (решетка). Решетка предназначена для равномерного распределения поступающего воздуха с вентилятора и для поддержания колец Рашига.

3. Декарбонизатор работает по принципу противотока: Н-катионированная вода поступает сверху, распределяется через патрубок по всему сечению декарбонизатора, проходит через кольцевую загрузку, где соприкасаясь с воздухом, освобождается от  $\text{CO}_2$ , затем собирается и отводится в баки через гидрозатвор в нижней части декарбонизатора. Углекислота вместе с воздухом, поступающим от вентилятора, уходит в атмосферу. Производительность декарбонизатора  $Q_d=125\text{м}^3/\text{ч}$ . Содержание  $\text{CO}_2$  после декарбонизатора не должно превышать 5 мг/л.

Устройство анионитовых фильтров [7].

Анионитовый фильтр представляет собой стальной цилиндрический резервуар с приваренными к нему сферическими днищами. Внутренняя поверхность покрыта хлориновой тканью с прослойкой лака. Нижнее днище фильтра залито кислотостойким бетоном и залито слоем битума для предотвращения разрушения кислыми водами. Диаметр фильтра 3000 мм, рабочее давление 6 ата. Фильтры загружены анионитом Levatit Mono Plus M500. Высота загрузки анионита 2300 мм, объем загружаемого материала 5  $\text{м}^3$ .

Анионитовый фильтр снабжен:

1. Дренажным устройством для сбора воды и равномерного распределения промывочной воды по площади сечения фильтра. Дренажное устройство состоит из центрального коллектора, закрепленного в нижнем забетонированном днище, с системой расположенных по обеим сторонам труб со щелевидными отверстиями размерами 0,3-0,4 мм .

2. Воронкой для равномерного подвода Н-катионированной воды и отвода воды при взрыхлении.

3. Устройство для равномерной подачи в фильтр регенерационного раствора щелочи.

4. Фронтowymi трубопроводами с вентилями для выполнения всех операций регенерации и обработки воды.

5. Верхним люком для загрузки фильтра и периодических внутренних осмотров его.

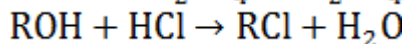
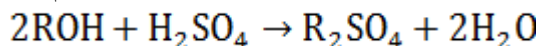
6. Нижним люком для разгрузки фильтра.

7. Боковым люком для гидравлической перегрузки фильтра.

8. Три пробоотборными точками с вентилями: на входе воды в фильтр, на выходе воды из фильтра и на входе в фильтр регенерационного раствора.

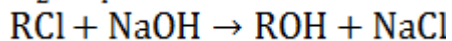
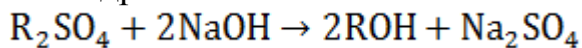
Эксплуатация анионитовых фильтров.

Анионитовые фильтры предназначены для удаления из воды всех анионов сильных кислот  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{NO}_3^-$ , образовавшихся при Н-катионировании. При фильтровании Н-катионированной воды через слой анионита происходит обмен анионов сильных кислот на гидроксильный ион, содержащийся в анионите:



R - сложный органический комплекс, играющий роль неподвижного катиона.

Постепенно насыщаясь анионами  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$  и др. анионит теряет способность обессоливать воду. Для восстановления обменной способности анионита регенерацию его производят раствором едкого натра, вытесняющим ранее поглощенные анионы  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ , которые переходят в раствор и удаляются в дренаж:



Для окончательного приведения анионита в рабочее состояние после регенерации, его отмывают Н-катионированной водой от продуктов регенераций и избытка щелочи. Обслуживание анионитового фильтра во время эксплуатации заключается в поддержании определенного режима его работы и проведении операции восстановления (регенерации) фильтра при истощении анионита. Полный рабочий цикл состоит из четырех операций: взрыхление, регенерация, отмывка, анионирование.

### 3. Расчет действующей ВПУ

#### 3.1 Расчет фильтров.

Расчет сведен в таблицу.

**Таблица 3.1.1** - Технологический расчет фильтров М-Н1 -Н2-А

Показатель	А	Н2	Н1	М
	Qст, м <sup>3</sup> /ч	80,00	80,27	81,49
ω, м/ч	25,00	25,00	20,00	10,00
F, м <sup>2</sup>	2,80	2,82	2,86	7,34
n+np, шт.	1+2	1+1	1+2	1+0
f, м <sup>2</sup>	2,80	2,82	2,86	7,34
d/f, м/м <sup>2</sup>	2,0/3,14	2,0/3,14	2,0/3,14	3,4/9,1
hсл, м	2,30	2,10	2,33	1,00
ωд, м/ч	22,29	22,42	22,79	8,07
Тип загружен- ного материала	Dowex Marathon WBA	Dowex Marathon WBC	Dowex Marathon WBC	Антрацит
Еп, г-экв/м <sup>3</sup>	1300	1800	1800	-
Ер, г-экв/м <sup>3</sup>	1170,00	1404,00	1471,00	2
T+t, ч	262,41	574,11	29,30	24,78
m, рег/сут	0,09	0,04	0,82	0,97
T, ч	266,67	600	29,27	-
Q, м <sup>3</sup>	18666,67	42234	2094,73	-

b, кг/м <sup>3</sup>	357,500	88,000	99,000	-
σ, кг	1459,32	303,95	413,44	-
σ <sub>сут</sub> , кг	133,47	12,71	338,70	-
i, кг/(с*м <sup>2</sup> )	3,00	4,80	4,80	12,00
t <sub>взр</sub> , мин	30,00	30,00	30,00	15,00
V <sub>взр</sub> , м <sup>3</sup>	16,96	27,13	27,13	98,28
С <sub>p-p</sub> , %	4,00	3,00	4,00	-
V <sub>p-p</sub> , м <sup>3</sup>	36,48	10,13	10,34	-
a, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	12,00	9,00	4,20	1,00
V <sub>отм</sub> , м <sup>3</sup>	48,98	31,09	17,54	9,10
V <sub>Σ</sub> , м <sup>3</sup>	102,42	68,35	55,01	107,38
q <sub>см</sub> <sup>сн</sup> , м <sup>3</sup> /ч	0,39	0,12	1,88	4,33
ω <sub>p-p</sub> , м/ч	4,00	9,80	9,70	-
t <sub>p-p</sub> , мин	174,28	19,76	20,36	-
ω <sub>отм</sub> , м/ч	4,00	9,80	9,70	8,00
t <sub>отм</sub> , мин	234,00	60,61	34,55	7,50
t <sub>Σ</sub> , мин	438,28	110,37	84,91	22,50

1. Суточный расход 100 %-ной кислоты на регенерацию катионита в фильтрах Н1 и Н2 [8]:

$$\sigma_{сут}^{H_2SO_4} = \sigma_{сут1}^{H_2SO_4} + \sigma_{сут2}^{H_2SO_4} = 338,7 + 12,71 = 351,41 \text{ кг}$$

2. Вместимость баков-мерников 92 %-ной серной кислоты с плотностью 1,824 т/м<sup>3</sup>, определяется из расчета суточного расхода с запасом 25 %:

$$V_{б-м} = \frac{1,25 \cdot \sigma_{сут}^{H_2SO_4} \cdot 100}{C \cdot \rho \cdot 1000} = \frac{1,25 \cdot 351,41 \cdot 100}{92 \cdot 1,824 \cdot 1000} = 0,26 \text{ м}^3$$

Принимается к установке мерник крепкой серной кислоты объемом 0,5 м<sup>3</sup>, диаметром 810 мм, весом 313 кг.

3. Вместимость цистерн хранения 92 %-ной  $H_2SO_4$  из расчета месячного запаса:

$$V_{\text{мес}}^{H_2SO_4} = \frac{\sigma_{\text{сут}}^{H_2SO_4} \cdot 30}{C \cdot \rho \cdot 10} = \frac{351,41 \cdot 30}{92 \cdot 1,824 \cdot 10} = 6,28 \text{ м}^3$$

Для хранения крепкой серной кислоты, принимается резервуар объемом  $V=16 \text{ м}^3$ , диаметром 2000 мм, длиной 5400 мм, типа БНХ-16.

4. Суточный расход 100 %-ного едкого натра на регенерацию анионитных фильтров А:

$$\sigma_{\text{сут}}^{NaOH} = \sigma_{\text{сут}1}^{NaOH} + \sigma_{\text{сут}2}^{NaOH} = 92,98 + 133,47 = 226,45 \text{ кг}$$

5. Вместимость баков-мерников 42%-ного NaOH с плотностью 1,45 т/м<sup>3</sup> [4], определяется из расчета суточного расхода с запасом 25 %:

$$V_{\text{б-м}} = \frac{1,25 \cdot \sigma_{\text{сут}}^{NaOH} \cdot 100}{C \cdot \rho \cdot 1000} = \frac{1,25 \cdot 226,45 \cdot 100}{50 \cdot 1,45 \cdot 1000} = 0,46 \text{ м}^3$$

Принимается к установке мерник щелочи объемом 0,5 м<sup>3</sup>, диаметром 810 мм, весом 313 кг.

6. Вместимость цистерн хранения 42%-ного NaOH из расчета месячного запаса:

$$V_{\text{мес}}^{NaOH} = \frac{\sigma_{\text{сут}}^{NaOH} \cdot 30}{C \cdot \rho \cdot 10} = \frac{226,45 \cdot 30}{42 \cdot 1,45 \cdot 10} = 11,16 \text{ м}^3$$

Для хранения едкого натра, принимается резервуар объемом  $V=30 \text{ м}^3$ , диаметром 2600 мм, высотой 6050 мм, шифра БЕ-30.

Для каждого бака-мерника регенерационного раствора предусматриваются насосы-дозаторы, которые обеспечивают подачу регенерационного раствора на фильтры. Выбираются насосы-дозаторы типа НД-63/16 и НД-40/25 с электродвигателями мощностью 1,1 кВт и 0,27 кВт.

7. Стехиометрический суточный расход 100 %-ной  $H_2SO_4$  на регенерацию катионита в фильтрах Н1 и Н2:

$$\begin{aligned} (\sigma_{\text{сут}}^{H_2SO_4})_{\text{стех}} &= \frac{[(fh_{\text{сл}} E_p m)_{H_1} + (fh_{\text{сл}} E_p m)_{H_2}] * \vartheta_{H_2SO_4}}{1000} = \\ &= \frac{[(3,14 * 1,1 * 1471 * 0,82) + (3,14 * 1,33 * 1404 * 0,04)] * 49}{1000} = 256,53 \text{ кг} \end{aligned}$$

8. Стехиометрический суточный расход 100 %-ного NaOH на регенерацию катионита в фильтрах А:

$$\begin{aligned} (\sigma_{\text{сут}}^{NaOH})_{\text{стех}} &= \frac{[(fh_{\text{сл}} E_p m)_{A_1} + (fh_{\text{сл}} E_p m)_{A_2}] * \vartheta_{NaOH}}{1000} = \\ &= \frac{[(3,14 * 1,3 * 1033 * 0,39) + (3,14 * 1,14 * 1170 * 0,09)] * 40}{1000} = 75,68 \text{ кг} \end{aligned}$$

9. Избыток 100 %-ной  $H_2SO_4$  в сточных водах за 1 сутки:

$$I_{\kappa} = \frac{\sigma_{\text{сут}}^{H_2SO_4} - (\sigma_{\text{сут}}^{H_2SO_4})_{\text{стех}}}{\vartheta_{H_2SO_4}} = \frac{351,41 - 256,53}{49} = 1,94 \text{ кг/эква}$$

10. Суммарный избыток кислоты на регенерацию катионита в фильтрах Н<sub>1</sub> и Н<sub>2</sub> по сравнению со стехиометрическим:



$$n_k = \frac{\sigma_{\text{сум}}^{H_2SO_4}}{(\sigma_{\text{сум}}^{H_2SO_4})_{\text{смex}}} = \frac{351,41}{256,63} = 1,37$$

11. Избыток 100 %-ного NaOH в сточных водах за 1 сутки:

$$I_{\text{из}} = \frac{\sigma_{\text{сум}}^{NaOH} - (\sigma_{\text{сум}}^{NaOH})_{\text{смex}}}{\vartheta_{NaOH}} = \frac{226,45 - 75,68}{40} = 3,77 \text{ кг/экв}$$

12. Суммарный избыток щелочи на регенерацию анионита в фильтрах А<sub>1</sub> и А<sub>2</sub> по сравнению со стехиометрическим:

$$n_{\text{из}} = \frac{\sigma_{\text{сум}}^{NaOH}}{(\sigma_{\text{сум}}^{NaOH})_{\text{смex}}} = \frac{226,45}{75,68} = 2,99$$

13. Для взрыхляющей промывки Н-катионитного фильтра устанавливается промывочный бак, емкость которого должна быть:

$$V_{\text{б}} = 1,3V_{\text{взр}H_2} = 1,3 \cdot 27,13 = 35,27 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке бак емкостью 42 м<sup>3</sup>.

14. Для взрыхляющей промывки ОН-ионитного фильтра устанавливаем промывочные баки емкостью

$$V_{\text{б}} = 1,3V_{\text{взр}OH_2} = 1,3 \cdot 16,96 = 22,05 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке бак емкостью 42 м<sup>3</sup>.

Промывочный насос должен обеспечить взрыхляющую промывку фильтров, при котором часовой расход воды составляет V<sub>взр</sub>.

Напор насоса для взрыхляющей промывки фильтров, мм вод. ст., складывается из:

сопротивление фильтров при скорости взрыхления 10 м/ч.....	7;
сопротивление трубопроводов.....	2;
сопротивление шайб расходомеров.....	1,5;
суммарные потери напора.....	11

Принимаем к установке 2 промывочного насоса типа К-45/55а, производительностью 40 м<sup>3</sup>/ч, Н=41,5 м, с электродвигателем мощностью 11 кВт .

Для полного очищения воды устанавливается 1 механический фильтр типа ФМХ-2,6-0,6.

Взрыхление механических фильтров, во избежание сброса первого недостаточно очищенного фильтрата, обычно производят водой прошедшей через механический фильтр. Для чего устанавливается бак воды после механических фильтров. Объем бака для взрыхляющей промывки механических фильтров:

$$V = afit_{\text{взр}} \cdot 60/1000 = 1,3 \cdot 9,1 \cdot 12 \cdot 15 \cdot 60/1000 = 127,76 \text{ м}^3$$

где а – коэффициент запаса емкости, равный 30 %.

Принимаем к установке 3 бака для промывки механических фильтров емкостью 50 м<sup>3</sup>.

Насос взрыхляющей промывки механических фильтров должен обеспечивать часовой расход воды на промывку фильтра:

$$Q = i \cdot 60 \cdot 60 \cdot f / 1000 = 12 \cdot 60 \cdot 60 \cdot 9,1 / 1000 = 393,12 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Принимаем к установке 2 насоса для взрыхляющей промывки механических фильтров типа БК-12а, производительностью 150 м<sup>3</sup>/ч и напоре 15,0 м, электродвигателем мощностью 10 кВт.

Для удаления задержанного шлама и восстановления гидродинамического режима механических фильтров принимаем одну взрыхляющую промывку в сутки каждого фильтра, расход воды при этом составит:

$$Q_{\text{сут}} = V_{\text{взр}} \cdot n \cdot 1 = 98,28 \cdot 3 \cdot 1 = 294,84 \text{ м}^3 / \text{сут}$$

$$Q_{\text{сч}} = \frac{Q_{\text{сут}}}{24} = \frac{294,24}{24} = 12,29 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Бак регенеративных вод взрыхляющей промывки механических фильтров принимается из расчета на одну взрыхляющую промывку фильтра. Объем бака:

$$V_{\text{р.в}} = 1,3 \cdot Q_{\text{взр}} = 1,3 \cdot 98,28 = 127,76 \text{ м}^3$$

Принимаем к установке 3 бака регенеративных вод объемом 50 м<sup>3</sup> для отстоя шлама и возврата отстоявшейся воды в механический фильтр. В первом баке в течение 4 ч происходит заполнение и отстой, из второго в это время отстоявшаяся вода подается в механический фильтр с постоянным расходом воды 12,29 м<sup>3</sup>/ч. Принимаем к установке 4 насоса (один из них резервный) типа ЗК-9а.

Расчет анионитного фильтра :

1. Расчетная производительность:  $Q_{\text{см}} = 80 \text{ м}^3 / \text{ч}$
2. Скорость фильтрования:  $\omega = 25 \text{ м/ч}$
3. Требуемая площадь фильтрования:  
 $F = Q_{\text{см}} / \omega = 80 / 25 = 3,2 \text{ м}^2$
4. Число фильтров (в работе + регенерации):  $n + n_{\text{р}} = 1 + 2 \text{ шт.}$
5. Площадь одного фильтра:  $f = F / n = 3,2 / 1 = 3,2 \text{ м}^2$
6. Характеристика стандартного фильтра:  $d/f = 2/3,14 \text{ м/м}^2$
7. Принятая высота слоя:  $h_{\text{сл}} = 2,3 \text{ м}$
8. Действительная скорость фильтрования:  
 $\omega_{\text{д}} = Q_{\text{сч}} / fn = 12,29 / (3,14 \cdot 1) = 3,91 \text{ м/ч}$
9. Тип загруженного материала: Dowex Marathon WBA
10. Полная обменная емкость:  $E_{\text{п}} = 1300 \text{ г-экв/м}^3$
11. Рабочая емкость:

$$E_{\text{р}} = \alpha_3 E_{\text{п}} - 0,8q(C_{\text{SO}_4^{2-}} + C_{\text{Cl}^-}) = 0,9 \cdot 1300 - 0,8 \cdot 10 \cdot 0,03 = 1170 \text{ г-экв/м}^3,$$

Где  $\alpha_3$  – коэффициент эффективности регенерации анионита, зависящий от удельного расхода щелочи и составляет 0,8-0,9;  $q$  – удельный расход воды на отмывку анионита, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $C_{\text{SO}_4^{2-}}$ ,  $C_{\text{Cl}^-}$  – концентрация сульфатов и хлоридов, поступающих на анионитные фильтры, г-экв/м<sup>3</sup>.

12. Продолжительность фильтроцикла:

$$T + t = \frac{fh_{\text{сл}} E_{\text{р}}}{Q_{\text{см}} C} = \frac{3,14 \cdot 0,8 \cdot 1170 \cdot 1}{70 \cdot (13/76,1 + 4/44)} = 262,41 \text{ ч}$$

13. Суточное число регенераций всех фильтров:

$$m = \frac{24n}{T+t} = \frac{24 \cdot 1}{262,41} = 0,09 \text{ рег/сут}$$

14. Межрегенерационный период:  $T=24/m=24/0,09=266,67$  ч

15. Количество обработанной воды:

$$Q=Q_{\text{ст}} \cdot T=70 \cdot 266,67=18666,67 \text{ м}^3$$

16. Удельный расход 100 %-ного реагента:  $b=357,5$  кг/м<sup>3</sup>

17. Расход реагента на регенерацию:

$$\sigma=f \cdot h_{\text{сл}} \cdot b=3,14 \cdot 1,3 \cdot 357,5=1459,32 \text{ кг}$$

18. Суточный расход реагента:  $\sigma_{\text{сут}}=\sigma \cdot m=269,41 \cdot 0,09=133,47$  кг

19. Удельный расход на взрыхление фильтра:  $i=3,0$  кг/(с\*м<sup>2</sup>)

20. Время взрыхления фильтра:  $t_{\text{взр}}=30$  мин

21. Расход воды на взрыхление:

$$V_{\text{взр}}=f \cdot i \cdot t_{\text{взр}} \cdot 60/1000=3,14 \cdot 3 \cdot 30 \cdot 60/1000=16,96 \text{ м}^3$$

22. Концентрация регенерационного раствора:  $C_{\text{р-р}}=4$  %

23. Расход воды на приготовление регенерационного раствора:

$$V_{\text{р-р}}=\sigma \cdot 100/(C_{\text{р-р}} \cdot 10^3)=269,41 \cdot 100/(4 \cdot 1000)=36,48 \text{ м}^3$$

24. Удельный расход воды на отмывку:  $a=12$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>

25. Расход воды на отмывку:

$$V_{\text{отм}}=f \cdot h_{\text{сл}} \cdot a=3,14 \cdot 1,3 \cdot 12=48,98 \text{ м}^3$$

26. Суммарный расход воды на регенерацию:

$$V_{\Sigma}=V_{\text{взр}}+V_{\text{р-р}}+V_{\text{отм}}=16,96+36,48+48,98=102,42 \text{ м}^3$$

27. Часовой расход воды на собственные нужды:

$$q_{\text{см}}^{\text{сн}} = \frac{V_{\Sigma} m}{24} = \frac{102,42 \cdot 0,09}{24} = 0,39 \text{ м}^3/\text{ч}$$

28. Скорость пропуска регенерационного раствора:  $\omega_{\text{р-р}}=4$  м/ч

29. Время пропуска регенерационного раствора:

$$t_{\text{р-р}}=(V_{\text{р-р}} \cdot 60)/(f \cdot \omega_{\text{р-р}})=(36,48 \cdot 60)/(3,14 \cdot 4)=174,28 \text{ мин}$$

30. Скорость отмывки:  $\omega_{\text{отм}}=4$  м/ч

31. Время отмывки:

$$t_{\text{отм}}=(V_{\text{отм}} \cdot 60)/(f \cdot \omega_{\text{отм}})=(48,98 \cdot 60)/(3,14 \cdot 4)=234 \text{ мин}$$

32. Суммарное время регенерации фильтра:

$$t_{\Sigma}=t_{\text{взр}}+t_{\text{р-р}}+t_{\text{отм}}=30+174,28+234=438,28 \text{ мин.}$$

Расчет Н-катионитного фильтра второй ступени:

1. Расчетная производительность:

$$Q_{\text{см}} = Q_{\text{см}}^{\text{прод}} + q_{\text{см}}^{\text{сн}} = 70 + 0,39 = 80,27 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2. Скорость фильтрования:  $\omega=25$  м/ч

3. Требуемая площадь фильтрования:

$$F = Q_{\text{см}} / \omega = 80,27 / 25 = 2,82 \text{ м}^2$$

4. Число фильтров (в работе + регенерации):  $n+n_{\text{р}}=1+1$  шт.

5. Площадь одного фильтра:  $f=F/n=2,82/1=2,82 \text{ м}^2$

6. Характеристика стандартного фильтра:  $d/f=2/3,14$  м/м<sup>2</sup>

7. Принятая высота слоя:  $h_{\text{сл}}=2,1$  м

8. Действительная скорость фильтрования:

$$\omega_d = Q_{ст}/fn = 70,39/(3,14*1) = 22,42 \text{ м/ч}$$

9. Тип загруженного материала: Dowex Marathon WBC

10. Полная обменная емкость:  $E_{п} = 1800 \text{ г-экв/м}^3$

11. Рабочая емкость:

$$E_p = \alpha_3 E_{п} - 0,5q(C_{Ca^{2+}} + C_{Mg^{2+}} + C_{Na^+}) = 0,78*1800 - 0,5*9*0,03 = 1404 \text{ г-экв/м}^3$$

Где  $\alpha_3$  – коэффициент эффективности регенерации, составляет 0,9-0,93 при удельном расходе серной кислоты на регенерацию;  $q$  – удельный расход воды на отмывку анионита,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  $C_{Ca^{2+}}$ ,  $C_{Mg^{2+}}$  – концентрация кальция, магния, поступающая на катионитные фильтры,  $\text{г-экв/м}^3$ ;  $C_{Na^+}$  – концентрация натрия в обрабатываемой воде,  $\text{г-экв/м}^3$ .

12. Продолжительность фильтроцикла:

$$T + t = \frac{fh_{сл} E_n}{Q_{см} C} = \frac{3,14 \cdot 1,1 \cdot 1404,18 \cdot 1}{70,39 \cdot (0,1 + 0,02)} = 574,11 \text{ ч}$$

13. Суточное число регенераций всех фильтров:

$$m = \frac{24 \cdot n}{T + t} = \frac{24 \cdot 1}{574,11} = 0,04 \text{ рег/сут}$$

14. Межрегенерационный период:  $T = 24/m = 24/0,04 = 600 \text{ ч}$

15. Количество обработанной воды:

$$Q = Q_{ст} \cdot T = 70,39 \cdot 600 = 42234 \text{ м}^3$$

16. Удельный расход 100 %-ного реагента:  $b = 88 \text{ кг/м}^3$

17. Расход реагента на регенерацию:

$$\sigma = f \cdot h_{сл} \cdot b = 3,14 \cdot 1,1 \cdot 88 = 303,95 \text{ кг}$$

18. Суточный расход реагента:

$$\sigma_{сут} = \sigma \cdot m = 303,95 \cdot 0,04 = 12,71 \text{ кг}$$

19. Удельный расход на взрыхление фильтра:  $i = 4,8 \text{ кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$

20. Время взрыхления фильтра:  $t_{взр} = 30 \text{ мин}$

21. Расход воды на взрыхление:

$$V_{взр} = f \cdot i \cdot t_{взр} \cdot 60/1000 = 3,14 \cdot 4,8 \cdot 30 \cdot 60/1000 = 27,13 \text{ м}^3$$

22. Концентрация регенерационного раствора:  $C_{p-p} = 3 \%$

23. Расход воды на приготовление регенерационного раствора:

$$V_{p-p} = \sigma \cdot 100/(C_{p-p} \cdot 10^3) = 303,95 \cdot 100/(3 \cdot 1000) = 10,13 \text{ м}^3$$

24. Удельный расход воды на отмывку:  $a = 9 \text{ м}^3/\text{м}^3$

25. Расход воды на отмывку:

$$V_{отм} = f \cdot h_{сл} \cdot a = 3,14 \cdot 1,1 \cdot 9 = 31,09 \text{ м}^3$$

26. Суммарный расход воды на регенерацию:

$$V_{\Sigma} = V_{взр} + V_{p-p} + V_{отм} = 27,13 + 10,13 + 31,09 = 68,35 \text{ м}^3$$

27. Часовой расход воды на собственные нужды:

$$q_{см}^{ch} = \frac{V_{\Sigma} m}{24} = \frac{68,35 \cdot 0,04}{24} = 0,12 \text{ м}^3/\text{ч}$$

28. Скорость пропуска регенерационного раствора:  $\omega_{p-p} = 9,8 \text{ м/ч}$

29. Время пропуска регенерационного раствора:

$$t_{p-p} = (V_{p-p} \cdot 60)/(f \cdot \omega_{p-p}) = (10,13 \cdot 60)/(3,14 \cdot 9,8) = 19,76 \text{ мин}$$

30. Скорость отмывки:  $\omega_{отм} = 9,8 \text{ м/ч}$

31. Время отмывки:  
 $t_{отм} = (V_{отм} * 60) / (f * \omega_{отм}) = (31,09 * 60) / (3,14 * 9,8) = 60,61$  мин

32. Суммарное время регенерации фильтра:

$$t_{\Sigma} = t_{взр} + t_{р-р} + t_{отм} = 30 + 19,76 + 60,61 = 110,37 \text{ мин.}$$

Расчет Н-катионитного фильтра первой ступени:

1. Расчетная производительность:

$$Q_{cm} = Q_{cm}^{пред} + q_{cm}^{сн} = 70,51 + 1,06 = 81,49 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

2. Скорость фильтрования:  $\omega = 20$  м/ч

3. Требуемая площадь фильтрования:

$$F = Q_{cm} / \omega = 71,4 / 25 = 2,86 \text{ м}^2$$

4. Число фильтров (в работе + регенерации):  $n + n_p = 1 + 2$  шт.

5. Площадь одного фильтра:  $f = F / n = 2,86 / 1 = 2,86 \text{ м}^2$

6. Характеристика стандартного фильтра:  $d/f = 2/3,14$  м/м<sup>2</sup>

7. Принятая высота слоя:  $h_{сл} = 2,33$  м

8. Действительная скорость фильтрования:

$$\omega_d = Q_{ст} / fn = 71,57 / (3,14 * 1) = 22,79 \text{ м/ч}$$

9. Тип загруженного материала: Dowex Marathon WBC

10. Полная обменная емкость:  $E_{п} = 1800$  г-экв/м<sup>3</sup>

11. Рабочая емкость:

$$E_p = \alpha_3 E_{п} - 0,5q(C_{Ca^{2+}} + C_{Mg^{2+}} + C_{Na^+}) = 0,82 * 1800 - 0,5 * 4,2 * 2,2 = 1471 \text{ г-экв/м}^3$$

экв/м<sup>3</sup>

Где  $\alpha_3$  – коэффициент эффективности регенерации, составляет 0,9-0,93 при удельном расходе серной кислоты на регенерацию ;  $q$  – удельный расход воды на отмывку анионита, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $C_{Ca^{2+}}$ ,  $C_{Mg^{2+}}$  - концентрация кальция, магния, поступающая на катионитные фильтры;  $C_{Na^+}$  - концентрация натрия в обрабатываемой воде, г-экв/м<sup>3</sup>.

12. Продолжительность фильтроцикла:

$$T + t = \frac{fh_{сл} E_p}{Q_{cm} C} = \frac{3,14 * 1,33 * 1471 * 1}{71,57 * (2,1 + 0,83)} = 29,3 \text{ ч}$$

13. Суточное число регенераций всех фильтров:

$$m = \frac{24 * n}{T + t} = \frac{24 * 1}{29,3} = 0,82 \text{ рег/сут}$$

14. Межрегенерационный период:  $T = 24 / m = 24 / 0,82 = 29,27$  ч

15. Количество обработанной воды:

$$Q = Q_{ст} * T = 71,57 * 29,27 = 2094,73 \text{ м}^3$$

16. Удельный расход 100 %-ного реагента:  $b = 99$  кг/м<sup>3</sup>

17. Расход реагента на регенерацию:

$$\sigma = f * h_{сл} * b = 3,14 * 1,33 * 99 = 413,44 \text{ кг}$$

18. Суточный расход реагента:

$$\sigma_{сут} = \sigma * m = 413,44 * 0,82 = 246,29 \text{ кг}$$

19. Удельный расход на взрыхление фильтра:  $i = 4,8$  кг/(с\*м<sup>2</sup>)

20. Время взрыхления фильтра:  $t_{взр} = 30$  мин

21. Расход воды на взрыхление:



- $V_{\text{взр}} = f \cdot i \cdot t_{\text{взр}} \cdot 60 / 1000 = 3,14 \cdot 4,8 \cdot 30 \cdot 60 / 1000 = 27,13 \text{ м}^3$
22. Концентрация регенерационного раствора:  $C_{\text{р-р}} = 4 \%$
23. Расход воды на приготовление регенерационного раствора:  
 $V_{\text{р-р}} = \sigma \cdot 100 / (C_{\text{р-р}} \cdot 10^3) = 413,44 \cdot 100 / (4 \cdot 1000) = 10,34 \text{ м}^3$
24. Удельный расход воды на отмывку:  $a = 4,2 \text{ м}^3/\text{м}^3$
25. Расход воды на отмывку:  
 $V_{\text{отм}} = f \cdot h_{\text{сл}} \cdot a = 3,14 \cdot 1,33 \cdot 4,2 = 17,54 \text{ м}^3$
26. Суммарный расход воды на регенерацию:  
 $V_{\Sigma} = V_{\text{взр}} + V_{\text{р-р}} + V_{\text{отм}} = 27,13 + 10,34 + 17,54 = 55,01 \text{ м}^3$
27. Часовой расход воды на собственные нужды:  
 $q_{\text{см}}^{\text{сн}} = \frac{V_{\Sigma} \cdot m}{24} = \frac{55,01 \cdot 0,82}{24} = 1,88 \text{ м}^3/\text{ч}$
28. Скорость пропуска регенерационного раствора:  $\omega_{\text{р-р}} = 9,7 \text{ м/ч}$
29. Время пропуска регенерационного раствора:  
 $t_{\text{р-р}} = (V_{\text{р-р}} \cdot 60) / (f \cdot \omega_{\text{р-р}}) = (10,34 \cdot 60) / (3,14 \cdot 9,7) = 20,36 \text{ мин}$
30. Скорость отмывки:  $\omega_{\text{отм}} = 9,7 \text{ м/ч}$
31. Время отмывки:  
 $t_{\text{отм}} = (V_{\text{отм}} \cdot 60) / (f \cdot \omega_{\text{отм}}) = (17,54 \cdot 60) / (3,14 \cdot 9,7) = 34,55 \text{ мин}$
32. Суммарное время регенерации фильтра:  
 $t_{\Sigma} = t_{\text{взр}} + t_{\text{р-р}} + t_{\text{отм}} = 30 + 20,36 + 34,55 = 84,91 \text{ мин.}$

Расчет механического фильтра:

1. Расчетная производительность:  
 $Q_{\text{см}} = Q_{\text{см}}^{\text{нред}} + q_{\text{см}}^{\text{сн}} = 71,57 + 1,88 = 83,15 \text{ м}^3/\text{ч}$
2. Скорость фильтрования:  $\omega = 10 \text{ м/ч}$
3. Требуемая площадь фильтрования:  
 $F = Q_{\text{см}} / \omega = 73,45 / 10 = 7,34 \text{ м}^2$
4. Число фильтров (в работе + регенерации):  $n + n_{\text{р}} = 1 + 0 \text{ шт.}$
5. Площадь одного фильтра:  $f = F / n = 7,34 / 1 = 7,34 \text{ м}^2$
6. Характеристика стандартного фильтра:  $d/f = 3,4/9,1 \text{ м/м}^2$
7. Принятая высота слоя:  $h_{\text{сл}} = 1,0 \text{ м}$
8. Действительная скорость фильтрования:  
 $\omega_{\text{д}} = Q_{\text{ст}} / f \cdot n = 73,45 / (9,1 \cdot 1) = 8,07 \text{ м/ч}$
9. Тип загруженного материала: антрацит
10. Рабочая емкость:  $E_{\text{р}} = 2 \text{ кг/м}^3$
11. Продолжительность фильтроцикла:  
 $T + t = \frac{f \cdot h_{\text{сл}} \cdot E_{\text{н}}}{Q_{\text{см}} \cdot C} = \frac{9,1 \cdot 1,0 \cdot 2 \cdot 1}{73,45 \cdot 0,01} = 24,78 \text{ ч}$
12. Суточное число регенераций всех фильтров:  
 $m = \frac{24 \cdot n}{T + t} = \frac{24 \cdot 1}{24,78} = 0,97 \text{ раз/сут}$
13. Удельный расход на взрыхление фильтра:  $i = 12 \text{ кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$
14. Время взрыхления фильтра:  $t_{\text{взр}} = 15 \text{ мин}$
15. Расход воды на взрыхление:

$$V_{\text{взр}} = f \cdot i \cdot t_{\text{взр}} \cdot 60 / 1000 = 9,1 \cdot 12 \cdot 15 \cdot 60 / 1000 = 98,28 \text{ м}^3$$

16. Удельный расход воды на отмывку:  $a = 1 \text{ м}^3/\text{м}^3$

17. Расход воды на отмывку:

$$V_{\text{отм}} = f \cdot h_{\text{сл}} \cdot a = 9,1 \cdot 1 \cdot 1 = 9,1 \text{ м}^3$$

18. Суммарный расход воды на регенерацию:

$$V_{\Sigma} = V_{\text{взр}} + V_{\text{отм}} = 98,28 + 9,1 = 107,38 \text{ м}^3$$

19. Часовой расход воды на собственные нужды:

$$q_{\text{см}}^{\text{чн}} = V_{\Sigma} \cdot m / 24 = \frac{107,38 \cdot 0,97}{24} = 4,33 \text{ м}^3/\text{ч}$$

20. Скорость отмывки:  $\omega_{\text{отм}} = 8 \text{ м}/\text{ч}$

21. Время отмывки:

$$t_{\text{отм}} = (V_{\text{отм}} \cdot 60) / (f \cdot \omega_{\text{отм}}) = 9,1 \cdot 60 / (9,1 \cdot 8) = 7,5 \text{ мин}$$

22. Суммарное время регенерации фильтра:

$$t_{\Sigma} = t_{\text{взр}} + t_{\text{отм}} = 15 + 7,5 = 22,5 \text{ мин.}$$

Присутствие в воде и паре таких примесей, как растворенные газы – углекислота, кислород, а также нитриты и нитраты вызывают процессы коррозии металла и преждевременный останов оборудования. Для предотвращения всех этих нарушений необходимо:

а) удаление грубодисперсных и коллоидных примесей (глина, песок, органические вещества);

б) удаление растворенных солей, которые при нагревании воды образуют малорастворимые соединения (соли жесткости воды);

в) максимально полное удаление растворенных газов в воде (углекислота) и защита водоподготовительного оборудования от коррозии.

#### 4. Существующий водно-химический режим

##### 4.1 Водно-химический режим котлов БКЗ 160-100

Для осуществления контроля качества котловой воды и пара на котле имеются устройства для отбора проб. Предусмотрены отборы проб из следующих мест котла:

1. воды из правой части барабана;
2. воды из левой части барабана;
3. воды из средней части барабана;
4. насыщенный пар из перепускных труб – 3 точки;
5. вода из правого циклона;
6. перегретый пар из магистрали.

Контроль за показателями котловой воды.

Величина рН в котловой воде 1 ступени должна быть не ниже 9,3 в продувочной воде соленых отсеков не выше 11,2.

При фосфатно-щелочном режиме относительная щелочность не должна превышать 20%.

Контроль за режимом чисто-фосфатной щелочности и фосфатно-щелочным режимом осуществляется по котловой воде соленого отсека. Для предупреждения образования растворимых и сложных фосфатных отложений на поверхности нагрева котлов, необходимо:

1. не проводить фосфатирование котловой воды в период растопки котла;
2. не допускать режимов работы котла с минимальной производительностью при максимальных давлениях.

Нормы качества воды и пара представлены в Таблице 4.1.1.

**Таблица 4.1.1** - Нормы качества питательной воды

п/п	Наименование	Нормы	Примечание
	Общая жесткость, мкг-экв/кг, не более	5	При повышении общей жесткости в 3 и более – причина должна быть устранена в течении суток. При меньшем увеличении жесткости – не позднее, чем за трое суток. До устранения причин повышения жесткости должно проводиться усиленное фосфатирование, а также увеличение непрерывной и периодической продувок при более частом контроле за качеством пара в случае неустранения повышенной жесткости в указанные сроки, а также при увеличении жесткости питательной воды в 10 и
	Содержание соединений железа, мкг/кг, не более	30	
	Содержание соединений меди в воде перед деаэратором, мкг/кг, не более	5	
	Содержание растворенного кислорода в воде после деаэратора, мкг/кг, не более	10	
	Содержание нефтепродуктов, мкг/кг, не более	0,3	
	Значение рН	9,1±0,1	

	Содержание кремнекислоты, мкг/кг, не более	80	более раз котел должен быть остановлен
	Содержание соединений $\text{Na}^+$ , мкг/кг, не более	50	
	Удельная эл. проводимость, мкСм/см, не более	1,0	
0	Содержание аммиака и его соединений, мкг/кг, не более	1000	
1	Нитраты, Нитриты.	Отсутствуют	

**Таблица 4.1.2 - Нормы качества котловой воды.**

№ п/п	Наименование	Место отбора	Нормы	Примечание
1	Избыток фосфатов, мг/кг, не более	Ч.о	2-6	В соленом отсеке щелочность по фенолфталеину $\geq 0,5$ щелочности общей. В случае несоблюдения этого условия в котловую воду должен вводиться едкий натр.
		С.о	50	
2	рН	Ч.о	Не менее 9,3	
		С.о	Не более 11,2	
3	Относительная щелочность, %, не более		50	

Из-за не качественного удаления примесей из воды, при нагревании образовывается накипь, что сказывается на производительности котла.

Отложения в паровых котлах и борьба с ними.

Для современных мощных барабанных котлов характерны сравнительно небольшие удельные водяные объемы и высокая кратность испарения, что значительно ускоряет процесс накопления веществ в

котловой воде. Поэтому, даже минимальные количества кальциевых солей, поступающих в котел с питательной водой, могут обусловить отложения накипи на поверхности нагрева.

Выпадение осадков может происходить непосредственно на поверхности нагрева. Такое явление называется первичным процессом накипеобразования. Вторичный процесс характеризуется тем, что осадки вначале выпадают в толще котловой воды, а в последующем возникшие взвешенные частицы образуют прочно сцепленные с поверхностью нагрева вторичные отложения.

Образование на внутренней поверхности накипей и отложений ухудшают теплоотдачу от стенки к кипящей воде. Температура стенки будет заметно превышать температуру кипения воды, могут возникать отдулины, свищи и разрывы труб.

Существующие накипи парового котла БКЗ-160-100:

Железные накипи.

Железные накипи делятся на:

1. железокислые накипи;
2. феррофосфатные накипи.

Железистые накипи возникают в экранных трубах даже при содержании железа в питательной воде 20-30 мкг/л и в котловой воде соленых отсеков 100 мкг/л.

Образование феррофосфатных накипей на поверхностях экранных труб соленых отсеков обусловлено чрезмерно высокими концентрациями фосфатов ( $200-250 \text{ PO}_4^{3-}$  мг/л) в котловой воде при пониженной щелочности

Для того, чтобы уменьшить образование железных накипей, необходимо:

- При пуске котла продувать его по нижним точкам (периодическая продувка) до осветления воды;
- Перед остановом котла в ремонт необходимо просушить его, т.е. необходимо проводить горячий останов с открытыми воздушниками;
- Выполнить консервацию котлов при останове.

Медные накипи.

Медная накипь образуется в котловой воде при концентрации меди 0,002 мг/л и более. Медь корродирует под действием аммиака в присутствии кислорода. В котловой воде медноаммиачный комплекс разрушается, медь переходит в ионное состояние. В накипи медь находится в металлическом состоянии.

Коррозия паросилового оборудования и борьба с ней.

Коррозией металлов называется разрушение их под действием окружающей среды (в энергетике – воды, пара, топочных газов) в результате химических и электрохимических процессов, протекающих на поверхности металлов.

Разрушение поверхности металла, вызванное действием механических процессов (трением, ударом) называется эрозией.

Формы проявления коррозии разнообразны.

Различают коррозию равномерную и неравномерную или местную.

Равномерная (общая) коррозия характеризуется разрушением металла по всей поверхности.

Неравномерная коррозия подразделяется на коррозию пятнами, язвенную, точками, избирательную и межкристаллитную.

При язвенной и тем более точечной коррозии разрушения сильно развиты в глубину. Это наиболее нежелательный вид коррозии, т.к. незначительная потеря металла может привести к выходу оборудования из строя.

Избирательная коррозия отличается тем, что разрушается какая-то одна составляющая сплава, например, в сплаве меди с цинком (латунь) разрушается цинк. Этот вид коррозии наиболее часто встречается в конденсаторах турбин, в которых латунные трубки обесцинковываются при охлаждении их водой. Латунь, лишенная цинка, делается хрупкой.

Химическая коррозия обуславливается чисто химическими процессами и имеет место при непосредственном взаимодействии металла с окружающей средой, которое не сопровождается электротокотом. При химической коррозии образуются непосредственно на участках поверхности, вступающих в реакцию.

Электрохимическая коррозия наиболее часто встречается в практике эксплуатации электростанции. Она возникает при воздействии на металл раствором электролитов и характеризуется протеканием электрического тока от одной части металла к другой.

Защита металла от коррозии по существу сводится к созданию и поддержанию в сохранности защитной окисной пленки. Поэтому причины, вызывающие растрескивание или разрушение защитной пленки, одновременно являются причинами, дающими начало коррозионным процессам [9].

Качество питательной воды не соответствует требуемым нормам (Приложение В, таблица 1). Это приводит к коррозии оборудования и к остановам на текущий ремонт основного оборудования. Поэтому целью нашей работы является проектирование схемы водоподготовительной установки, позволяющей добиться требуемого качества питательной воды.

Спроектированная схема подготовки воды выглядит следующим образом:

Механический фильтр → фильтр тонкой очистки → обратный осмос  
→ Н-катионитовые фильтры 2-ой ступени → ОН-анионитовые  
фильтры → бак питательной воды.

## 5. Оптимизация ВПУ

### 5.1 Современные мембранные технологии.

Причины и этапы перевода подготовки подпиточной воды для паровых котлов на установки обратного осмоса (УОО).

Действующая схема ВПУ имела ряд серьезных недостатков:

1. Огромное реагентное хозяйство (склады соли, серной кислоты).
2. Потребность больших вложений в капитальный ремонт водоподготовительного оборудования.
3. Отсутствие автоматизации процессов и в результате перерасход исходной воды, реагентов и электрической энергии на собственные нужды.
4. Несоответствие качества получаемой умягченной воды, существенно влияющее на увеличение количества ремонтов основного и вспомогательного оборудования основных цехов ТЭЦ.

Принцип обратного осмоса был известен уже давно, но в последние годы он получил наибольшее распространение, совершенствование технологии, и относительную дешевизну.

Получение добавочной воды для питания паровых котлов на УОО дает ряд серьезных положительных эффектов;

1. Практическое отсутствие реагентного хозяйства.
2. Экономия воды и электроэнергии на собственные нужды.
3. Получение обессоленной воды, пригодной для подпитки паровых среднего блока.
4. Полная автоматизация технологического процесса.
5. Снижение потерь тепла, конденсата на продувочной воде непрерывной и периодической продувки котлов.
6. Снижение трудоёмкости управления технологическими процессами.
7. Уменьшение оперативной зоны обслуживающего персонала.
8. Избежание потери реагента при измерении концентрации в течение регенерации.

Замена ионитных фильтров на установку обратного осмоса улучшает показатели качества питательной воды и благоприятно сказывается на работе котельного оборудования.

Мембранная технология водообработки.



Общие положения.

Ужесточение требований к сбросным водам ВПУ определило развитие безреагентных методов очистки воды, среди которых наиболее разработаны для практического использования мембранные методы, такие как обратный осмос (гиперфильтрация), ультрафильтрация и электродиализ. В основе всех мембранных технологий лежит перенос примесей или растворителя (воды) через мембраны. Природа сил, вызывающих такой перенос, и строение мембран в названных процессах различны. При использовании сил давления при гипер- и ультрафильтрации мембраны должны пропускать молекулы воды, задерживая в максимальной степени ионы и молекулы примесей. При использовании электрических сил в электродиализном методе мембраны должны быть проницаемы для ионов и не должны пропускать молекулы воды [10].

По сравнению с другими мембранные методы имеют следующие преимущества:

1) отсутствие фазовых переходов при отделении примесей от раствора позволяет сводить к минимуму расход энергии на осуществление процессов;

2) если исключить технологию очистки мембран, то процессы носят непрерывный характер;

3) их можно использовать без добавок химических реагентов, а если последние и вводятся, то в минимальных количествах;

4) не требуется специальный подогрев обрабатываемой воды;

5) аппараты для реализации мембранных процессов относительно просты в конструктивном исполнении и не имеют движущихся частей;

б) расход электроэнергии, необходимой для осуществления мембранных процессов, обычно не превышает  $4\text{—}6,5 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$  на  $1 \text{ м}^3$  обрабатываемой воды;

б) отечественная промышленность накопила значительный опыт при реализации мембранных технологий с использованием как зарубежных, так и отечественных установок.

Технология обратного осмоса.

Понятие «обратный осмос» показывает обратимость естественного (прямого) осмоса. Последний характеризуется самопроизвольным переходом растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор. Если чистую воду и водный раствор какого-либо неорганического вещества поместить в два отсека по обе стороны полупроницаемой мембраны, способной пропускать только молекулы  $\text{H}_2\text{O}$ , то в такой системе будет наблюдаться следующее [11]. Из-за разности давлений (концентраций) молекул  $\text{H}_2\text{O}$  в разных отсеках происходит переход молекул воды в объем с их меньшей концентрацией, т.е. в отсек солевого раствора, объем которого постепенно увеличивается, раствор разбавляется, разность давлений уменьшается, тормозя дальнейший перенос молекул  $\text{H}_2\text{O}$ . В состоянии равновесия уровни в обеих частях ячейки не будут

изменяться, а установившееся гидростатическое давление определяется как осмотическое давление раствора.

Осмотическое давление раствора  $\pi$  определяется согласно закону Вант-

Гоффа:

$$\pi = \frac{iRTC}{M},$$

где  $i$  — коэффициент Вант-Гоффа;

$R$  — универсальная газовая постоянная, равная 8,31 Дж/(моль • К);

$T$  — температура раствора, К;

$C$  — концентрация растворенного вещества, г/дм<sup>3</sup> ;

$M$  — масса 1 моль растворенного вещества, г.

Коэффициент Вант-Гоффа равен среднему суммарному числу частиц, образующихся при электролитической диссоциации одной молекулы:

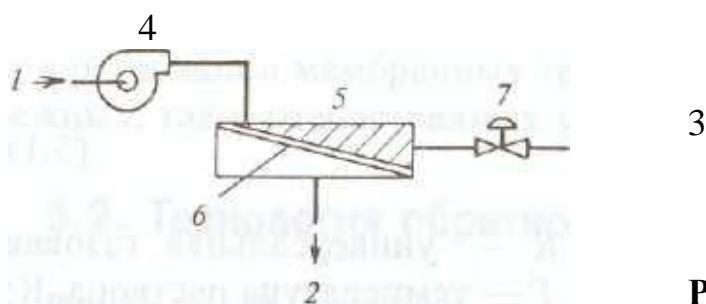
$$i = 1 + (v - 1)\alpha,$$

где  $v$  — общее число ионов, образующихся при диссоциации одной молекулы;  $\alpha$  — степень диссоциации растворенного вещества.

Для хорошо растворимых веществ в разведенных растворах диссоциацию можно считать полной, и в этих случаях коэффициент Вант-Гоффа можно использовать как целое число, соответствующее числу образовавшихся ионов (например, для NaCl  $i = 2$ ).

Если со стороны раствора приложить внешнее давление, превышающее осмотическое, то скорость перехода молекул воды из раствора через полупроницаемую мембрану будет большей, чем в раствор. Это приведет к получению чистой воды в отсеке за мембраной и концентрированию примесей в растворе, к которому приложено внешнее давление.

Принципиальная схема обратноосмотической установки приведена на рис. 1.



**Рисунок 5.1.1-**

Принципиальная схема обратноосмотической установки.

1 — высокоминерализованная обрабатываемая вода; 2 — очищенная вода; 3 — концентрат (сбросная вода); 4 — насос высокого давления; 5 — модуль обратного осмоса; 6 — полупроницаемая мембрана; 7 — выпускной клапан.

В растворах, содержащих высокомолекулярные вещества с максимальным размером молекул 0,5 мкм и их массой не более 500 г/моль,

осмотическое давление составляет 0,5 МПа при концентрации раствора 100 г/дм<sup>3</sup>. Для разделения таких растворов применяют процесс ультрафильтрации на специальных мембранах, пропускающих не только молекулы воды, но также ионы и молекулы низкомолекулярных соединений. На практике применяют давление от 1,2 до 8 МПа при обратном осмосе и от 0,2 до 0,6 МПа при ультрафильтрации.

Обратный осмос и ультрафильтрация принципиально отличны от процессов фильтрования, так как при их реализации образуется не осадок, как при фильтровании, а лишь два раствора с различными концентрациями примесей. Однако для достижения длительного срока службы полупроницаемых мембран необходима предварительная достаточно полная очистка воды от коллоидных и грубодисперсных примесей.

Механизм осмотических и ультрафильтрационных процессов базируется на капиллярно-фильтрационной модели, согласно которой в полупроницаемой мембране имеются поры диаметром, достаточным для прохода молекул воды ( $\delta_{H_2O} = 0,276$  нм), но недостаточным для прохождения гидратированных ионов ( $\delta > 0,5$  нм) и молекул растворенных веществ. Из-за невозможности создания мембран с одинаковыми размерами пор (изопористых) в промышленных мембранах имеется часть более крупных пор, через которые могут проникать гидратированные ионы, что снижает селективность (избирательность) процессов переноса. Опыт эксплуатации установок обратного осмоса (таблица 5.1.1) показал, что порядок задержки ионов полупроницаемыми мембранами соответствует ряду селективности обмена ионов на ионитах, т.е. связан с возрастанием степени гидратации ионов.

Эффективность технологии обратного осмоса определяется свойствами полупроницаемых мембран, которые должны характеризоваться высокими разделяющей способностью (солезадержанием) и удельной проницаемостью, быть химически стойкими и механически прочными, иметь низкую стоимость и достаточный (до 5 лет) срок службы без ухудшения технологических показателей.

**Таблица 5.1.1** - Результаты обработки воды на обратноосмотической установке при Р = 2,2 МПа с 50 %-ным выходом очищенной воды.

Показатель	После	После
Концентрация ионов в воде, мг/дм <sup>3</sup>		
Ca <sup>2+</sup>	750	10
Mg <sup>2+</sup>	850	14
Na <sup>+</sup>	970	48
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	85	50
■ '■■■ , ".: ', м ■ . '	600	14

СГ	3280	60
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	4,6	-
Общее солесодержание, мг/л	6540	296
Показатель рН	6,2	6,2
Электрическая проводимость,	12 000	550

Этим требованиям удовлетворяют полимерные мембраны, изготавливаемые из ацетилцеллюлозы или из ароматических полиамидов. Последние характеризуются более низкой удельной производительностью, но более устойчивы к воздействию химических и биологических факторов, что обеспечивает их большую долговечность (таблица 5.1.2).

Обратноосмотические мембраны имеют асимметричную структуру и состоят из двух слоев: верхнего активного толщиной до 0,3 мкм, представляющего собой собственно разделяющую часть мембраны, и нижнего крупнозернистого толщиной 100—200 мкм, который является подложкой и обеспечивает механическую прочность мембраны. Среди важнейших логических показателей полупроницаемых мембран используются следующие: проницаемость (удельная производительность) и селективность. Условия работы обратноосмотических установок определяются коэффициентом выхода фильтрата.

**Таблица 5.1.2** - Физико-химические свойства полупроницаемых мембран.

Показатель	Мембраны	Мембраны
Давление, МПа: нормальное рабочее	2,8	3,0—4,2
максимальное обратное обра-	0,35	
Максимальная температура, рабочая	35	30
хранения	40	30
Допустимое значение рН	4—11	4,5—6,5
Подверженность гидролизу	Не подвержена	Очень
Степень воздействия бактерий	То же	То же
Непрерывная доза свободного хлора при рН < 8, мг/дм	0,25	0,5—1

Степень воздействия других	Очень чувствительна	Средне
Срок службы, лет	3—5	2—3
Солезадержание, %	90—95	90—95

Проницаемость мембран  $G$ ,  $\text{дм}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{сут})$ , (выражается количеством фильтрата  $V_{\phi}$ , получаемого с единицы поверхности мембраны  $F$  в единицу времени  $\tau$ ):

$$G = \frac{V_{\phi}}{F \tau}.$$

Проницаемость зависит от состава обрабатываемого раствора, внешнего давления и типа мембраны.

Селективность мембран  $\varphi$ , %, в процессе разделения определяется выражением:

$$\varphi = \frac{C_1 - C_2}{C_1} * 100 = \left( 1 - \frac{C_2}{C_1} \right) * 100,$$

где  $C_1$  и  $C_2$  — концентрации растворенного вещества соответственно в обрабатываемой и обработанной водах.

Коэффициент выхода фильтрата  $k_{в.ф.}$ , %, характеризует работу обратноосмотических установок и представляет собой отношение расхода очищенной воды  $Q_{\phi}$  к расходу воды, поданной на установку  $Q_{исх}$ :

$$K_{в.ф.} = \frac{Q_{\phi}}{Q_{исх}} * 100.$$

Значение  $k_{в.ф.}$  выбирается исходя из следующих положений. При обработке воды обратным осмосом происходит концентрирование примесей. Поэтому необходимо избегать осаждения любых растворенных веществ, содержащихся в концентрате, иначе в системе могут быстро образоваться отложения. Содержание веществ в концентрате непосредственно связано с  $k_{в.ф.}$ . Если пренебречь содержанием солей, прошедших через мембрану, то содержание веществ в концентрате  $C_k$  будет определяться как

$$C_k = \frac{100C_1}{100 - K_{в.ф.}}.$$

Поэтому, если  $k_{в.ф.} = 75\%$ , то  $C_k = 4C_1$ .

## 5.2 Расчет использование метода обратного осмоса для водоподготовки в теплоэнергетике.

Развитие методов водоподготовки в промышленной энергетике во многом связано с внедрением мембранной технологии. Использование

ультрафильтрации позволяет не только получать воду, свободную от механических примесей, но и удалять значительное количество органики (до 60%). Кроме этого следует отметить мембранную дегазацию, с помощью которой эффективно удаляются углекислый газ и кислород, а также электродеионизацию. Использование указанных методов дает возможность создать безреагентную (свободную от применения щелочей, кислот, поваренной соли) систему водоподготовки для получения фильтрата с удельной электропроводностью 0,07... 0,06 мкСм/см.

Принимаем, что предподготовка ВПУ включает в себя механические фильтры с загрузкой активированного угля.

Важнейшими задачами обратного осмоса являются обеспечение низкого значения коллоидного индекса и предотвращение образования солей жесткости на мембранных элементах. Коллоидный индекс SDI определяется по стандартной 15 – минутной методике и описывается формулой:

SDI – salt density index (индекс плотности осадка).

$$SDI_{15} = \left(1 - \frac{T_1}{T_2}\right) * \frac{100}{\tau},$$

где  $T_1$  и  $T_2$  – время фильтрации 500 мл воды через мембрану (диаметр 47 мм, размер пор 0,45 мкм) с интервалом  $\tau = 15$  мин.

$$SDI_{15} = (1 - 0,52) * \frac{100}{15} = 3,2,$$

Для многокаскадных схем, которые используются для создания современных установок обратного осмоса, предпочтительными являются значения, не превышающие 4 ед. В результате были получены следующие значения SDI: 3,2 в конце фильтроцикла. Это говорит о прочности и длительности время работ мембран.

Для определения степени деминерализации обратноосмотической установки используется понятие селективности:

$$\varphi = \frac{C_1 - C_2}{C_1} * 100 = \left(1 - \frac{C_2}{C_1}\right) * 100,$$

$C_1$  и  $C_2$  – количество растворенных солей во входной воде и фильтрате.

В установке используются мембранные элементы ESPA 2+ . Их селективность по модельному 0,15% - ному раствору хлорида натрия не менее 99%. Селективность одного мембранного элемента в установке по полному солесодержанию при pH = 8,2 составляет 99,6%.

$$\varphi = \left(1 - \frac{C_2}{C_1}\right) * 100 = (1 - 1,996) * 100 = 99,6\%.$$

Удельная электропроводность исходной воды  $x$  определяется выражением:

$$x = \sum_i (\lambda_{i+} + \lambda_{i-}) * C_i \rho * 10^6,$$

где  $\rho$  – плотность воды, г/см<sup>3</sup>;  $C_i$  – концентрация  $i$  – го типа катиона и аниона, экв/см<sup>3</sup>;  $\lambda_{i+}$  и  $\lambda_{i-}$  – ионные коэффициенты проводимости, См\*см<sup>2</sup>/моль.

При электропроводности исходной воды 1160 мкСм/см и рН = 8,2 средняя удельная электропроводность фильтрата составляет 16 мкСм/см.

Наиболее важными являются ионы  $H^+$ ,  $OH^-$ ,  $Cl^-$ ,  $Na^+$ , которые определяют электропроводность фильтрата. Из значений их ионных коэффициентов проводимости будут следующие  $\lambda_{H^+}=349$ ,  $\lambda_{OH^-}=199$ ,  $\lambda_{Cl^-}=76$ ,  $\lambda_{Na^+}=49$ .

Удельная электропроводность фильтрата пропорциональна количеству растворенных в нем солей, которое можно найти по соотношению [8]:

$$Q_{\phi} = \frac{\sum V_i}{V_{\phi}},$$

где  $V_i$  — поток растворенных ионов; полагается, что у  $\sum V_i \ll V_{\phi}$ , а влияние растворенных солей на плотность фильтрата несущественно, и им можно пренебречь.

Поток фильтрата определяется выражением:

$$V_{\phi} = \int A[\Delta p(F) - \Delta \pi]dF,$$

где интегрирование осуществляется по элементу площади  $dF$  с координатой  $F$ ;  $\Delta p = p_v - p_{\phi}$ ,  $\Delta \pi = \pi_v - \pi_{\phi}$  – градиенты гидростатического и осмотического давления, они являются функциями координат площади поверхности;  $A$  — коэффициент проницаемости мембраны для воды.

Полную производительность, которую обеспечивает установка обратного осмоса  $Q_{пр}=200$  м<sup>3</sup>/ч. Диаметр обратноосмотической установки  $D_v=4$  м. Если установить 4 обратноосмотических установки по 50 м<sup>3</sup>/ч, то они обеспечат необходимую потребность. УОО практически полностью удаляет органические примеси, снимает дискутируемые в настоящее время проблемы с термическим разложением “органики” в пароводяном цикле электростанции. В отличие от ионного обмена и испарителей УОО удаляет весь спектр органических примесей.

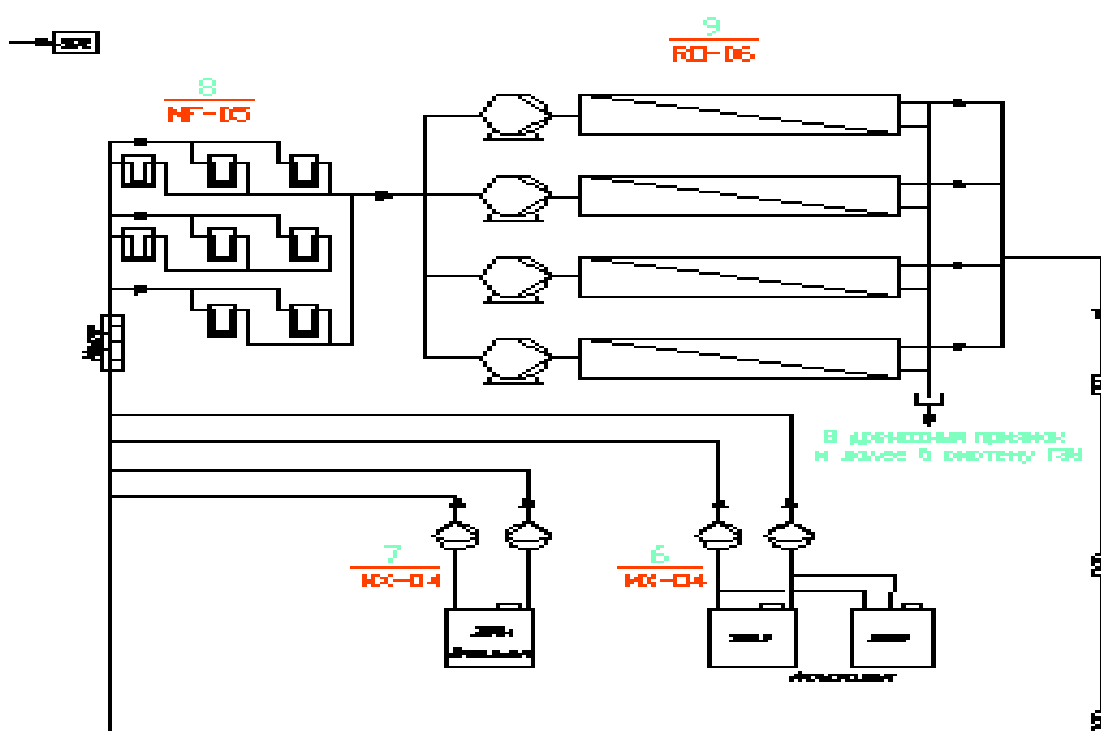
Для улучшения показателей качества воды, следуя из выше представленного расчета, была спроектирована водоподготовительная установка с заменой первой ступени катионирования на обратный осмос, что значительно сказалось на экономии затрат (вода, текущий ремонт, реагенты, площадь занимаемого оборудования), несмотря на затраты по приобретению установки обратного осмоса.

### 5.3 Краткое описание спроектированной водоподготовительной установки.

Исходная вода (Артезианская) из турбинного цеха, подогретая до 35-40°C проходит предочистку, необходимую для удаления взвешенных и органических примесей, которая заключается в фильтрации воды через механические фильтры, после чего попадает в промежуточные баки, где насосами подается на фильтры тонкой очистки (ФТО). ФТО-MF-05 выполняют роль барьерных фильтров и предназначены для задержания проскоков взвешенных частиц при возможных нарушениях в системе предочистки воды или ошибках операторов. Минимальный размер

задерживаемых ФТО частиц – 5 мкм. Пройдя фильтр тонкой очистки, обработанная вода попадает на всасывающий насос фильтрованной воды,

Рисунок 5.3.1 – Обратноосмотическая установка.



затем в установку обратного осмоса. Перед подачей воды на установку обратного осмоса в воду дозируется антискалант и биоцид. Антискалант дозируется для исключения выпадения солей жесткости на поверхности мембран. Биоцид дозируется для уничтожения микрофлоры и исключения



зарастания поверхности мембран микроорганизмами. После вода под давлением фильтруется через обратноосмотические мембраны, разделяясь на два потока – пермеат и концентрат. Пермеат направляется в бак пермеата ОСТ34 с объемом  $V=100\text{м}^3$ , откуда насосами подается на вторую ступень очистки, которая заключается в ионитных фильтрах обессоливающей установки, включающих Н- и ОН- фильтры, а концентрат направляется на сброс в ГЗУ.

## 6. Безопасность жизнедеятельности

### 6.1 Анализ условий труда

Цель данного дипломного проекта реконструкция водоподготовки. В лаборатории проводятся определения: общей и кальциевой жесткости, общей щелочности, щелочности по фенолфталеину, гидратной, карбонатной и бикарбонатной щелочности, рН, хлориды, сульфаты, фосфаты в котловой воде, аммиак, железо, медь, удельная электропроводимость, солесодержание, запах, цветность, прозрачность, а также анализы сточных вод, отложений, технических реагентов и растворов. Контролируется состояние водоподготовительного и теплоэнергетического оборудования при помощи индикаторов, контрольных вырезов, проверяется качество фильтрующих материалов, ионитов и сорбентов. Готовятся все аналитические растворы, в необходимых случаях проводится очистка некоторых реактивов для повышения качества химического контроля, готовится дистиллированная или обессоленная вода для аналитических целей.

В лаборатории работают два лаборанта под руководством химика-энергетика, руководящего также работой дежурного химперсонала.

Лабораторные помещения относятся по пожарной безопасности к категории Д, по степени огнестойкости – II. Площадь комнат основных помещений лаборатории: лаборатории - 36 м<sup>2</sup>, в том числе весовой - 8,12 м<sup>2</sup>, аналитической – 27,88 м<sup>2</sup>; кладовой – 6 м<sup>2</sup>; специального помещения, снабженного вытяжной вентиляцией, для хранения легко воспламеняющихся и летучих веществ – 3 м<sup>2</sup>. В весовом помещении нет окон. Рабочие проходы между основной мебелью (лабораторными столами) – 1,4 м. В рабочих помещениях лаборатории хранится не более 1 кг горючих (огнеопасных) и едких веществ каждого наименования, и не более 4 кг в общей сложности. Остальное количество веществ хранится в кладовой. [13]

В рабочих помещениях огнеопасные и летучие вещества хранятся в вытяжных шкафах в количестве не более пятисуточного запаса. Ядовитые вещества, а также этиловый спирт хранятся в специальном шкафу под замком.

Полы в лаборатории выложены керамической плиткой. Стены рабочих помещений на высоту 1,8 м выложены кафельной плиткой. Двери шириной 1 м открываются наружу.

Основные рабочие помещения имеют приточно-вытяжную вентиляцию с обменом воздуха на одного работающего 20-30 м<sup>3</sup>/ч. Движение вентилируемого воздуха не ощущается. Вытяжные шкафы оборудованы вытяжной естественной и принудительной вентиляцией при скорости движения воздуха в рабочем проеме шкафа 0,5 м/с.

У каждого рабочего стола и вытяжного шкафа установлена раковина с подводами водопроводной (питьевой) воды с температурой не выше 25 ° С и горячей воды не выше 70 ° С. Имеются смесители. Электроплитки и водяные электрические бани установлены в вытяжном шкафу. Столешницы рабочих столов выложены керамической плиткой, столешницы аналитического и титровального столов покрыты плексигласом по белой бумаге.

Все электроприборы заземлены. В лаборатории имеется общий щиток для отключения всей силовой электропроводки. Напряжение как силовой, так и осветительной сети – 220 В.

Общая освещенность на уровне рабочих столов не менее 300 лк при люминесцентных лампах. Титровальный стол имеет местное освещение люминесцентными лампами при освещенности рабочего места столешницы не менее 500 лк. Местное освещение имеется на письменных и лабораторных столах.

Освещение вытяжных шкафов осуществляется снаружи двумя светильниками по 100 Вт в герметической арматуре с выключателями, расположенными вне вытяжного шкафа.

Воздух рабочих помещений может оказаться насыщенным примесями вредных газов или паров, выделяющихся при производственных процессах. Вредные пары и газы, проникая в организм человека при дыхании, заглатывании и через кожу, вызывают отравления. Опасность отравлений зависит не только от концентрации и времени действия яда, но и от условий окружающей среды, например, при высокой температуре воздуха ускоряется проникновение ядов в организм. Для организованного и регулируемого воздухообмена, обеспечивающего удаление из помещений воздуха, загрязненного вредными газами, парами, а также для улучшения метеорологических условий в помещениях устанавливают вентиляцию.

Условия искусственного освещения на промышленных предприятиях оказывают большое влияние на зрительную работоспособность, физическое и моральное состояние людей, а, следовательно, на производительность труда, качество продукции и производственный травматизм.

Для создания благоприятных условий труда производственное освещение должно отвечать следующим требованиям:

- освещенность на рабочем месте должна соответствовать гигиеническим нормам;
- яркость на рабочей поверхности и в пределах окружающего пространства должна распределяться по возможности равномерно;
- резкие грани на рабочей поверхности должны отсутствовать, наличие их создает неравномерное распределение яркости;
- блескость должна отсутствовать в поле зрения;
- освещение должно обеспечивать необходимый спектральный состав света для правильной цветопередачи.

## 6.2 Расчет вентиляции

Для определения количества вредных газов, выделяющихся из оборудования, произведем расчет вентиляции в химической лаборатории.

Метеорологические условия на производстве, т.е. состояние воздушной среды, определяются следующими параметрами:

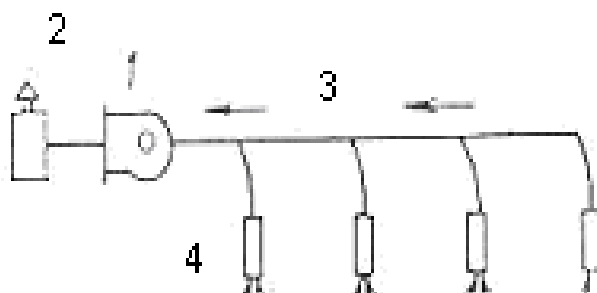
- температура воздуха в помещении, °С;
- относительная влажность воздуха, %;
- подвижность воздуха, м/с;
- тепловое излучение, Вт/м<sup>2</sup> (ккал/(м<sup>2</sup>\*ч)).

Эти параметры отдельно и в комплексе влияют на организм человека, определяя его самочувствие. Оптимальные и допустимые микроклиматические условия в рабочем помещении достигаются при следующих параметрах, описанных в таблице,

**Таблица 6.2.1** - Оптимальные и допустимые микроклиматические условия.

Характеристика производственных помещений	Оптимальные микроклиматические условия			Допустимые микроклиматические условия		
	t воздуха, °С	Относительная влажность воздуха, %	Скорость движения воздуха, м/с	t воздуха, °С	Относительная влажность воздуха, %	Скорость движения воздуха, м/с
химическая лаборатория	22-25	60-40	0,2	19-25	75	0,2

Общая вытяжная вентиляция предназначена для удаления технических вредных выделений, которые попадают в воздух вследствие несовершенства местных отсосов, недостаточной их работы.



**Рисунок 6.2.1** – Схема вытяжной вентиляции

1 – вентилятор;

2 - очиститель;

3 – магистральные воздуховоды;

4 – насадки для регулирования притока и забора воздуха.

Вытяжку устанавливают от мест концентраций вредных выделений так, чтобы потоки загрязненного воздуха не протекали через рабочие места.

При рассредоточенном размещении оборудования воздух рекомендуется удалять из нижних и верхних зон помещения в зависимости от плотности вредных веществ, характера их выделения.

Количество вредных газов, выделяющихся из оборудования :

$$M_{ep} = 3,77 * 10^{-2} \eta m P P \sqrt{\frac{\mu}{T}} , \quad (6.2.1)$$

где  $\eta=1,5-2$  – коэффициент запаса в зависимости от времени межремонтного периода;

$P=100$  кПа – давление в оборудовании;

$V$  - объем аппаратуры;

$m=0,1 * 10^{-2}$  1/ч – коэффициент негерметичности оборудования;

$T=295$  К – абсолютная температура газа в оборудовании;

$\mu$  - молекулярная масса газа.

Расход воздуха:

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2M_{\epsilon p}}{z_{yx} - z_{np}}, \quad (6.2.2)$$

где 1,2 – коэффициент запаса;

$z_{yx}$  – ПДК вредных веществ;

$z_{np} = 0$  мг/м<sup>3</sup> - концентрация вредных веществ в приточном воздухе.

1. Аммиак NH<sub>3</sub>, V=0,25\*10<sup>-3</sup> м<sup>3</sup>, ПДК=20 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\epsilon p} = 3,77 * 10^{-2} * 1,5 * 0,1 * 10^{-2} * 100 * 0,25 * 10^{-3} \sqrt{\frac{17}{295}} = 0,34 * 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2 * 0,34 * 10^{-6}}{20 * 10^{-6}} = 0,02 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

2. Ацетон CH<sub>3</sub>COCH<sub>3</sub>, V=0,25\*10<sup>-3</sup> м<sup>3</sup>, ПДК=200 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\epsilon p} = 3,77 * 10^{-2} * 1,5 * 0,1 * 10^{-2} * 100 * 0,25 * 10^{-3} \sqrt{\frac{58}{295}} = 0,62 * 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2 * 0,62 * 10^{-6}}{200 * 10^{-6}} = 0,004 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

3. Борная кислота H<sub>3</sub>BO<sub>3</sub>, V=0,1\*10<sup>-3</sup> м<sup>3</sup>, ПДК=10 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\epsilon p} = 3,77 * 10^{-2} * 1,5 * 0,1 * 10^{-2} * 100 * 0,1 * 10^{-3} \sqrt{\frac{62}{295}} = 0,26 * 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2 * 0,26 * 10^{-6}}{10 * 10^{-6}} = 0,03 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

4. Серная кислота H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, V=0,25\*10<sup>-3</sup> м<sup>3</sup>, ПДК=1 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\epsilon p} = 3,77 * 10^{-2} * 1,5 * 0,1 * 10^{-2} * 100 * 0,25 * 10^{-3} \sqrt{\frac{98}{295}} = 0,82 * 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2 * 0,82 * 10^{-6}}{1 * 10^{-6}} = 0,98 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

5. Соляная кислота HCl, V=0,25\*10<sup>-3</sup> м<sup>3</sup>, ПДК=5 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\epsilon p} = 3,77 * 10^{-2} * 1,5 * 0,1 * 10^{-2} * 100 * 0,25 * 10^{-3} \sqrt{\frac{36}{295}} = 0,49 * 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2 * 0,49 * 10^{-6}}{5 * 10^{-6}} = 0,12 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

6. Уксусная кислота  $\text{CH}_3\text{COOH}$ ,  $V=0,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=5 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\text{ep}} = 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot 1,5 \cdot 0,1 \cdot 10^{-2} \cdot 100 \cdot 0,25 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{60}{295}} = 0,64 \cdot 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\text{с}} = \frac{1,2 \cdot 0,64 \cdot 10^{-6}}{5 \cdot 10^{-6}} = 0,15 \text{ м}^3/\text{ч}$$

7. Гидроксид натрия  $\text{NaOH}$ ,  $V=0,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=0,5 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\text{ep}} = 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot 1,5 \cdot 0,1 \cdot 10^{-2} \cdot 100 \cdot 0,25 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{40}{295}} = 0,52 \cdot 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\text{с}} = \frac{1,2 \cdot 0,52 \cdot 10^{-6}}{0,5 \cdot 10^{-6}} = 1,25 \text{ м}^3/\text{ч}$$

8. Бутиловый спирт  $\text{C}_4\text{H}_8\text{O}$ ,  $V=0,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=10 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\text{ep}} = 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot 1,5 \cdot 0,1 \cdot 10^{-2} \cdot 100 \cdot 0,1 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{72}{295}} = 0,28 \cdot 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\text{с}} = \frac{1,2 \cdot 0,28 \cdot 10^{-6}}{10 \cdot 10^{-6}} = 0,034 \text{ м}^3/\text{ч}$$

9. Этиловый спирт  $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ ,  $V=0,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=1000 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\text{ep}} = 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot 1,5 \cdot 0,1 \cdot 10^{-2} \cdot 100 \cdot 0,1 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{46}{295}} = 0,22 \cdot 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\text{с}} = \frac{1,2 \cdot 0,22 \cdot 10^{-6}}{1000 \cdot 10^{-6}} = 0,0003 \text{ м}^3/\text{ч}$$

10. Бихромат калия  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ,  $V=0,05 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=0,01 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\text{ep}} = 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot 1,5 \cdot 0,1 \cdot 10^{-2} \cdot 100 \cdot 0,05 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{294}{295}} = 0,28 \cdot 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\text{с}} = \frac{1,2 \cdot 0,28 \cdot 10^{-6}}{0,01 \cdot 10^{-6}} = 33,6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

11. Хромат калия  $\text{K}_2\text{CrO}_4$ ,  $V=0,05 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=0,01 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{\text{ep}} = 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot 1,5 \cdot 0,1 \cdot 10^{-2} \cdot 100 \cdot 0,05 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{194}{295}} = 0,23 \cdot 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\text{с}} = \frac{1,2 \cdot 0,23 \cdot 10^{-6}}{0,01 \cdot 10^{-6}} = 27,6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

12. Сода кальцинированная  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $V=0,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=2

мг/м<sup>3</sup>



$$M_{ep} = 3,77 * 10^{-2} * 1,5 * 0,1 * 10^{-2} * 100 * 0,25 * 10^{-3} \sqrt{\frac{106}{295}} = 0,85 * 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2 * 0,85 * 10^{-6}}{2 * 10^{-6}} = 0,51 \text{ м}^3/\text{ч}$$

13. Азотная кислота  $\text{HNO}_3$ ,  $V=0,1 * 10^{-3} \text{ м}^3$ , ПДК=5 мг/м<sup>3</sup>

$$M_{ep} = 3,77 * 10^{-2} * 1,5 * 0,1 * 10^{-2} * 100 * 0,1 * 10^{-3} \sqrt{\frac{63}{295}} = 0,26 * 10^{-6} \text{ кг/ч}$$

$$g_{\epsilon} = \frac{1,2 * 0,26 * 10^{-6}}{5 * 10^{-6}} = 0,06 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\Sigma g_{\epsilon} = 64,36 \text{ м}^3/\text{ч}$$

По суммарному расходу воздуха выбираем вытяжной вентилятор типа ВД-6:

- подача  $V=6,5 * 10^3 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;
- давление  $P=2140 \text{ Па}$ ;
- температура  $t=20^{\circ}\text{C}$ ;
- частота вращения  $n=970 \text{ об/мин}$ ;
- КПД  $\eta=67 \%$ .

Кратность воздухообмена – отношение объема воздуха в кубических метрах, подаваемого за 1 ч в помещение или удаляемого из него, к объему помещения:

$$K = \frac{g_{\epsilon}}{V} = \frac{64,36}{144} = 0,45 \text{ 1/ч} \quad (6.2.3)$$

$V=144 \text{ м}^3$  - объем вентилируемого помещения.

### 6.3 Расчет искусственного освещения

Произведем расчет искусственного освещения, используя метод коэффициента использования, т.к. имеем общее равномерное освещение горизонтальных поверхностей и отсутствие крупных затеняющих предметов.

Рассчитаем освещение химической лаборатории длиной (А) 6 м, шириной (В) 6 м и высотой 4 м с побеленным потолком, светлыми стенами, с окнами закрытыми белыми шторами. Разряд зрительной работы III в (высокой точности, наименьший размер объекта различения свыше 0,3-0,5 мм). Нормируемая освещенность 300 лк.

Принимаем систему общего освещения люминесцентными лампами второй группы ЛДЦ, мощностью 80 Вт, световой поток  $\Phi_{л}=3740$  лм. Коэффициенты отражения потолка, стен, пола –  $\rho_{пот}=70\%$ ,  $\rho_{ст}=50\%$ ,  $\rho_{пол}=30\%$ .

Рабочая поверхность находится на высоте 0,8 м от пола, высота свеса ламп – 0,5 м.

Расчетная высота подвеса [14]:

$$h = H - h_c - h_p = 4 - 0,5 - 0,8 = 2,7 \text{ м} \quad (6.3.1)$$

Индекс помещения:

$$i = \frac{A * B}{h * (A + B)} = \frac{6 * 6}{2,7 * (6 + 6)} = 1,1 \quad (6.3.2)$$

Коэффициент использования  $\eta = 47\%$ , коэффициент запаса  $K_z = 1,5$ , коэффициент неравномерности освещенности  $Z = 1,1-1,3$ , количество ламп в светильнике  $n = 2$ .

Количество светильников:

$$N = \frac{EK_z SZ}{n \Phi \eta} = \frac{300 * 1,5 * 36 * 1,3}{2 * 3740 * 0,47} = 6 \text{ шт} \quad (6.3.3)$$

Необходимый световой поток каждой лампы:

$$\Phi = \frac{EK_sSZ}{Nn\eta} = \frac{300 * 1,5 * 36 * 1,3}{6 * 2 * 0,47} = 3734 \text{ лм} \quad (6.3.4)$$

Этому потоку соответствует выбранная лампа, так как она входит в предел (-10 ÷ +20 %).

Светильники типа ПВЛ1-2×80 - пылевлагозащищенный люминесцентный, с рассеивателем, светораспределение преимущественно прямое, область применения – производственные помещения с повышенной пыльностью, влажностью, химически активной средой.

Светильники размещены параллельно друг другу в два ряда по три светильника, расстояние между рядами 1,97 м (учитывая, что длина лампы по штырькам 1,5142 м), расстояние между светильниками в ряду 2 м (учитывая, что диаметр лампы 0,04 м).

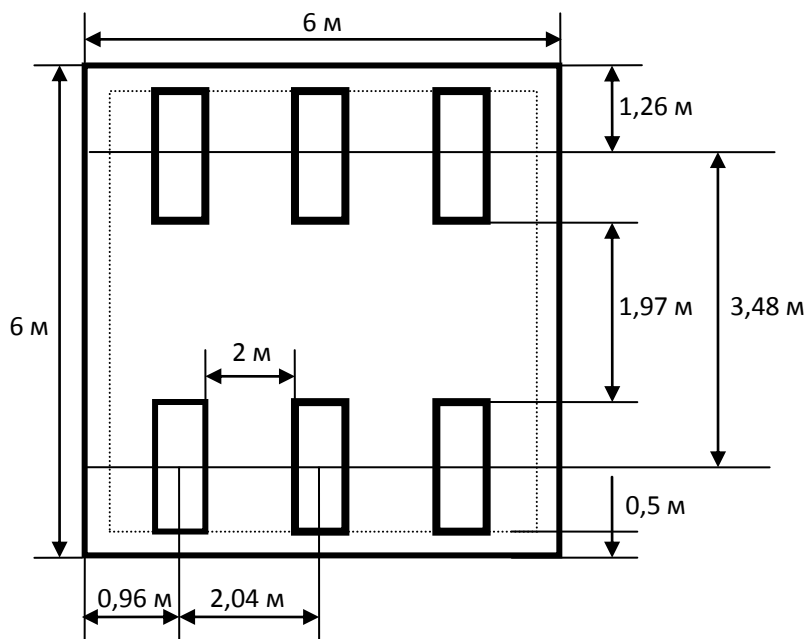


Рисунок 6.3.1 – Схема расположения светильников

Во избежание нарушения технологического процесса необходимо учесть бесперебойность действия осветительных установок.

Бесперебойность действия осветительной установки обеспечивает устройство одновременно двух видов освещения – рабочего и аварийного. Рабочее освещение предназначено для создания необходимых условий работы и нормальной эксплуатации здания или территории. Аварийное освещение должно обеспечивать при прекращении рабочего освещения условия для временного продолжения работы или безопасной эвакуации людей из помещения.

Светильники аварийного освещения для продолжения работы создают на рабочих поверхностях 10 % освещенности, нормированной для данного вида работ при системе общего освещения.

Питание светильников аварийного освещения осуществляется независимыми источниками питания (трансформаторы, питаемые от разных электрических сетей, генераторы с самостоятельным первичным двигателем, аккумуляторные батареи).

#### 6.4 Расчет вентиляционной трубы

Для расчета вентиляционной трубы определим минимальную высоту источника.

Минимальная высота одиночного источника выброса (вентиляционной трубы)  $H$  (м) с установленными значениями:

$M$  – массы вредного вещества, выбрасываемого в единицу времени, г/с, рассчитанного в расчете на вентиляцию.

$D$  – диаметра устья, равного 1 м, в случае  $\Delta T \approx 0$  определяется по формуле:

$$H = \left[ \frac{AMFD\eta}{8V_1\Pi DK} \right]^{3/4}, \quad (6.4.1)$$

$A=200$  – коэффициент температурной стратификации для Казахстана;

F=2- коэффициент, учитывающий скорость оседания веществ при коэффициенте очистки выбросов не менее 90 %;

$\eta=1$ - коэффициент рельефа местности для ровной поверхности;

ПДК для веществ, определены в расчете на вентиляцию.

**Таблица 6.4.1** – Определение минимальной высоты источника выброса.

<b>Вещество</b>	<b>Масса вредного вещества, выбрасываемого в единицу времени, *10<sup>-6</sup> г/с</b>	<b>Расход газовой смеси, *10<sup>-6</sup> м<sup>3</sup>/с</b>	<b>ПДК, мг/м<sup>3</sup></b>	<b>Высота, м</b>
NH <sub>3</sub>	0,09	5,56	20	0,0902
CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	0,17	1,11	200	0,0866
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	0,07	8,33	10	0,0928
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,23	72,22	1	0,0932
HCl	0,14	3,33	5	0,0928
CH <sub>3</sub> COOH	0,18	41,66	5	0,0948
NaOH	0,14	347,22	0,5	0,0900
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	0,08	9,44	10	0,0934
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0,06	0,83	1000	0,0147
K <sub>2</sub> Cr <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	0,08	9333,33	0,01	0,0942
K <sub>2</sub> CrO <sub>4</sub>	0,0	7666,67	0,01	0,0880
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,24	141,67	2	0,0934
NaOH	0,07	16,17	5	0,0949
Среднее значение высоты				0,0861

Так как вычисленному значению  $H$  соответствует значение

$$v_m = 1,3 \frac{w_0 D}{H} = 1,3 \frac{9 \cdot 1}{5} = 2,34 \geq 2, \quad (6.4.2)$$

то указанное значение  $H$  является окончательным и где  $H$  – высота трубы, равная 5 м,  $v_m$  - параметр.

## 7.2 Расчет себестоимости обессоленной воды при обработке по существующей схеме ВПУ.

7.2.1 Издержки на исходную (сырую) воду:

Расход исходной воды, включая собственные нужды:

$$Q_{и.в.} = 250 \text{ м}^3/\text{ч} = 250 * 24 * 365 = 2\,190\,000 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Стоимость исходной воды:  $\Pi_{и.в.} = 9$  тенге/м<sup>3</sup>

Издержки на исходную воду:

$$И_{в.} = \Pi_{и.в.} * Q_{и.в.} = 9 * 2\,190\,000 = 19\,710\,000 = 19,71 \text{ млн. тенге/год.}$$

7.2.2 Издержки на реагенты

Годовой расход 100 % серной кислоты:  $V_{к} = 1047,026$  тонны

Цена за 1 кг серной кислоты:  $\Pi_{к} = 18,2$  тенге/кг,

Издержки на серную кислоту:

$$И_{к} = V_{к} * \Pi_{к} * 1000 = 1047,026 * 18,2 * 1000 = 19\,055\,873,20 \text{ тенге в год.}$$

Годовой расход 100% щелочи:  $V_{щ} = 167,26$  тонны.

Цена за 1 кг щелочи:  $\Pi_{щ} = 77$  тенге/кг.

Издержки на щелочь:

$$И_{щ} = V_{щ} * \Pi_{щ} * 1000 = 167,26 * 77 * 1000 = 12\,879\,020 \text{ тенге в год.}$$

Стоимость 1 м<sup>3</sup> катионита марки Dowex Marathon C (Lewatit S-100)  
= 720 000 тенге

Стоимость 1 м<sup>3</sup> катионита марки Dowex Marathon WBA (Lewatit MP-64) = 1 680 000 тенге

Количество Н-катионитных фильтров 1 ступени = 1 шт.

Объем загрузки Н-катионитных фильтров 1 ступени = 12,81 м<sup>3</sup>.

Издержки на Н-катионитные фильтры 1 ступени:

$$I_{1 \text{ ст.}} = 720\,000 * 12,81 = 9\,223\,200 \text{ тенге в год.}$$

Количество Н-катионитных фильтров 2 ступени = 1 шт.

Объем загрузки Н-катионитных фильтров 2 ступени = 14,21 м<sup>3</sup>.

Издержки на Н-катионитные фильтры 2 ступени:

$$I_{2 \text{ ст.}} = 720\,000 * 14,21 = 10\,231\,200 \text{ тенге в год.}$$

Количество анионитных фильтров = 1 шт.

Объем загрузки анионитных фильтров = 10,50 м<sup>3</sup>.

Издержки на анионитные фильтры:

$$I_{\text{он.}} = 1\,680\,000 * 10,50 = 17\,640\,000 \text{ тенге в год.}$$

Суммарные издержки на ионообменные материалы:

$$I_{\Sigma} = I_{1 \text{ ст.}} + I_{2 \text{ ст.}} + I_{\text{он.}} = 9\,223\,200 + 10\,231\,200 + 17\,640\,000 = 37\,094\,400$$

тенге в год.

Издержки на реагенты для установки обессоливания:

$$I_{\text{оу}} = I_{\Sigma} + I_{\text{щ}} + I_{\text{к}} = 19\,055\,873,20 + 28\,204\,330 + 37\,094\,400 = 84\,354\,603,20 = 84,35 \text{ млн. тенге в год.}$$

### 7.2.3 Издержки на заработную плату персонала

К основной заработной плате относятся выплаты, связанные с отработанным временем (тарифные ставки и должностные оклады,



премии рабочих из ФЗП, доплата за работу в праздничные дни и ночное время, районные коэффициенты к заработной плате и др.).

$$I_{\text{зп}} = A * \text{ЗП}_{\text{мес}} * 1,215 * 12 = 20 * 66358 * 1,215 * 12 = 19350010 = 19,350$$

млн. тенге в год.

Где А – количество человек работающих на данной специализации.

$$2 \text{ смены по } 10 \text{ человек} = 2 * 10 = 20 \text{ чел.}$$

$$\text{ЗП}_{\text{мес}} = 66358 \text{ тыс. тенге.}$$

21,5% - социальный налог и пенсионный фонд.

#### 7.2.4 Издержки на текущий ремонт

К этой статье относятся расходы по содержанию оборудования (стоимость смазочных, обтирочных материалов и др.), текущему ремонту производственного оборудования и прочие расходы.

$$I_{\text{тр}} = 0,1 * I_{\text{ао}} = 0,1 * 1,31 = 0,131 \text{ млн. тенге в год.}$$

#### 7.2.5 Издержки на оборудование.

Стоимость декарбонизатора:

$$S = 8\,225\,000 \text{ тенге.}$$

Количество устанавливаемых декарбонизаторов = 1 шт.

Затраты на декарбонизатор:

$$З_{\text{д}} = 8\,225\,000 \text{ тенге в год.}$$

Стоимость фильтров:

$S = 5\,235\,000$  тенге.

Количество устанавливаемых фильтров = 2 шт.

Затраты на фильтры:

$Z_{\phi} = S_{\phi} * 2 = 5\,235\,000 * 2 = 10\,470\,000$  тенге в год.

Издержки на оборудование:

$I_{об} = Z_{\phi} + Z_{д} = 8\,225\,000 + 10\,470\,000 = 18\,695\,000 = 18,7$  млн. тенге  
в год.

Амортизационные отчисления на оборудование примем в размере 7% от стоимости обессоливающей установки, который составляет: 1,31 млн. тенге в год.

7.2.6 Общепроизводственные издержки.

$I_{общ} = 0,1 * (I_{з.п.} + I_{ао} + I_{т.р.}) = 0,1 * (19,350 + 1,31 + 0,131) = 2,08$  млн. тенге  
в год.

7.2.7 Суммарные издержки

$I_{\Sigma} = I_{в} + I_{реаг} + I_{з.п.} + I_{т.р.} + I_{об} + I_{общ} =$   
 $0,08 * 18,7 + 84,35 + 0,131 + 19,35 + 19,71 + 2,08 = 127,117$  млн. тенге в год.

7.2.8 Годовая выработка обессоленной воды:

$V = 1\,752\,000$  м<sup>3</sup>.

**7.2.9 Себестоимость обработанной воды:**

$$C = \frac{I_{\text{сум}}}{V_{\text{год}}} = \frac{127,117}{17,5} = 72,6 \text{ тенге/м}^3.$$

### 7.3 Расчет себестоимости воды при реконструкции ВПУ.

Приведен расчет себестоимости обработанной воды по схеме:  
Исходная вода —> механический ф-р —> установка обратного осмоса  
— Н-катионитный фильтр 2-ой ступени —> анионитный фильтр.

Нагрузка на часть фильтров значительно уменьшается за счет снижения солесодержания воды после обратного осмоса. При расчете себестоимости учитывались:

- стоимость установок обратного осмоса:

- стоимость дозирующих установок.

#### 7.3.1 Издержки на исходную (сырую) воду:

Расход исходной воды, включая собственные нужды:

$$Q_{и.в.} = 250 \text{ м}^3/\text{ч} = 250 * 24 * 365 = 2\,190\,000 = 2,19 \text{ млн. м}^3/\text{год.}$$

Стоимость исходной воды:  $C_{и.в.} = 9 \text{ тенге/м}^3$

Издержки на исходную воду:

$$И_{в.} = C_{и.в.} * Q_{и.в.} = 9 * 2\,190\,000 = 19\,710\,000 = 19,71 \text{ млн. тенге/год.}$$

#### 7.3.2 Издержки на реагенты

Годовой расход 100 % серной кислоты:  $V_{к.} = 483,80 \text{ тонны.}$

Цена за 1 кг серной кислоты:  $C_{к.} = 18,2 \text{ тенге/кг,}$

Издержки на серную кислоту:

$$И_{к.} = V_{к.} * C_{к.} * 1000 = 483,80 * 18,2 * 1000 = 8\,805\,160 \text{ тенге в год.}$$

Годовой расход 100% щелочи:  $V_{щ.} = 167,26 \text{ тонны.}$

Цена за 1 кг щелочи:  $C_{щ.} = 77 \text{ тенге/кг.}$

Издержки на щелочь:  $I_{щ} = V_{щ} * V_{щ} * 1000 = 12\,879\,308.75$  тенге в год.

Издержки на реагенты для установки обессоливания:

$I_{Oy} = I_k + I_{1ц} = 8\,805\,160 + 12\,879\,308.75 = 21\,684\,468.75$  тенге в год

Расход антискаланта:  $Q_{антис} = 24\,000$  кг в год.

Цена 1 кг антискаланта:  $C_{антис} = 986$  тенге/кг.

Издержки на реагенты для обратного осмоса:

$I_{oo} = Q_{антис} * C_{антис} = 24\,000 * 986 = 23\,664\,000$  тенге в год.

Издержки на реагенты:

$I_p = I_{Oy} + I_{oo} = 21\,684\,468.75 + 23\,664\,000 = 45\,348\,468.75 = 45.35$  млн.  
тенге.

7.3.3 Издержки на электрическую энергию для установки обратного осмоса.

Мощность установки обратного осмоса:  $P = 34$  кВт.

Цена за э/э:  $C_{э} = 2.5$  тенге/кВт-ч

Издержки на электроэнергию:

$I_{э.э.} = P * C_{э} * 24 * 365 = 34 * 8760 * 2.5 * 24 = 744\,600 = 0.74$  млн.  
тенге/год.

7.3.4 Издержки на заработную плату персонала

По этой статье планируется и учитывается основная заработная плата производственных рабочих, непосредственно участвующих в технологическом процессе. К основной заработной плате относятся выплаты, связанные с отработанным временем

(тарифные ставки и должностные оклады, премии рабочих из ФЗП, доплата за работу в праздничные дни и ночное время, районные коэффициенты к заработной плате и др.).

$$I_{зп} = A * ЗП_{мес} * 1,215 * 12 = 19\,350\,010 = 19,350 \text{ млн. тенге в год.}$$

Где А – количество человек работающих на данной специализации.

$$2 \text{ смены по } 10 \text{ человек} = 2 * 10 = 20 \text{ чел.}$$

$$ЗП_{мес} = 66,358 \text{ тыс. тенге.}$$

21,5% - социальный налог и пенсионный фонд.

### 7.3.5 Издержки на оборудование

Стоимость установки обратного осмоса:

$$Ц_{о.о.} = 100 \text{ млн. тенге.}$$

Стоимость насосов дозаторов:  $Ц_{нд} = 38 \text{ млн. тенге.}$  Затраты на вновь устанавливаемое оборудование:

$$I_{об.} = Ц_{нд} + Ц_{о.о.} = 100\,000\,000 + 38\,000\,000 = 138 \text{ млн.тенге.}$$

Амортизационные отчисления на оборудование примем в размере 7% от стоимости обессоливающей установки, который составляет: 9,7 млн. тенге.

### 7.3.6 Издержки на текущий ремонт

К этой статье относятся расходы по содержанию оборудования (стоимость смазочных, обтирочных материалов и др.), текущему ремонту производственного оборудования и прочие расходы.

$$I_{тр} = 0,1 * I_{ао} = 0,1 * 9,7 = 0,97 \text{ млн. тенге/год.}$$

### 6.3.7 Общепроизводственные издержки.

$I_{\text{общ}} = 0,1 * (I_{\text{зп}} + I_{\text{ао}} + I_{\text{тр}}) = 0,1 * (9,7 + 0,97 + 19,35) = 3,007$  млн. тенге в год.

### 7.3.8 Суммарные издержки

$I_{\Sigma} = I_{\text{в}} + I_{\text{реаг}} + I_{\text{э/э}} + I_{\text{з.п.}} + I_{\text{общ}} + I_{\text{оо}} + I_{\text{т.р.}} = 138 * 0,08 + 45,35 + 0,74 + 0,97 + 19,35 + 19,71 + 3,007 = 100,217$  млн. тенге в год.

### 7.3.9 Годовая выработка обессоленной воды:

$V = 1\,752\,000 \text{ м}^3$ .

### **7.3.10 Себестоимость обработанной воды:**

$$C = \frac{I_{\text{сум}}}{V_{\text{год}}} = \frac{100,217}{1,75} = 57,3 \text{ тенге/м}^3.$$

## **7.3 Экономическая оценка оптимизации ВПУ на ТЭЦ-1**

### **Метод определения чистой текущей стоимости NPV**

Это метод анализа инвестиций, показывающий, на какую ценность фирма может прирасти в результате реализации инвестиционного проекта и определяется:

$$NPV = \frac{CF_1}{(1+r)^1} + \frac{CF_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{CF_n}{(1+r)^n} - I_0 = \sum_1^n \frac{CF_n}{(1+r)^n} - I_0$$

$I_0$  – суммарные издержки на обратный осмос.

составляет 100,217 млн тенге, процентная ставка банка 10 %,

$CF = (C_2 - C_1) * 1,72 = (72,6 - 57,3) * 1,72 = 26,8$  тенге, тогда:

**Таблица 7.4.1 - Расчет NPV**

<b>год</b>	<b>CF</b>	<b>R<sub>10</sub></b>	<b>PV<sub>10</sub></b>
0	-100,217	1	-100,217
1	26,8	0,909	24,364
2	26,8	0,8264	22,149
3	26,8	0,7513	20,135
4	26,8	0,6830	18,305
5	26,8	0,6209	16,641
<b>NPV</b>			<b>+1,377</b>

$$R = \frac{1}{(1+r)^n}$$

Io – первоначальные инвестиции;

CF – денежный поток, направляемый на возврат кредита;

r – процентная ставка банка по кредиту (10%);

n – календарный год кредита.

В итоге получим окупаемость проекта на 6–ой год.

Широкое использование этого метода объясняется тем, что он устойчив в разных комбинациях исходных условий, позволяя во всех случаях находить экономически рациональное решение.

### **Метод расчёта внутренней нормы прибыли IRR**

Внутренняя норма прибыли представляет собой уровень окупаемости средств, направленных на цели инвестирования. Это значение  $r$ , при котором  $NPV=0$ . Формализовано, это уравнение:

$$\sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} - I_0 = 0$$

, решаемое относительно  $r$ .

IRR при  $NPV=0$ , - это проект не обеспечивает роста ценности фирмы, но и не ведёт к её снижению. Этот коэффициент дисконта  $R=1/(1+r)^n$  разделяет инвестиции на приемлемые и невыгодные. IRR сравнивают с тем уровнем окупаемости вложений, которые фирма выбирает для себя с учётом того, по какой цене сама получила капитал для инвестирования и какой чистый уровень прибыльности хотела бы иметь при его использовании (барьерный коэффициент).

Результаты расчета заносим в таблицу.

**Таблица 7.4.2 - Расчет IRR**

год	CF	$R_{10}$	$PV_{10}$	$R_{15}$	$PV_{15}$
0	-100,217	1	-100,217	1	-100,217
1	26,8	0,909	24,364	0,8696	23,304
2	26,8	0,8264	22,149	0,7561	20,266
3	26,8	0,7513	20,135	0,6575	17,621
4	26,8	0,6830	18,305	0,5718	15,323
5	26,8	0,6209	16,641	0,4972	13,324
<b>NPV</b>			+1,377		-10,379

Величина IRR определяется по формуле:

$$IRR = r_1 + \frac{NPV_{r_1}}{NPV_{r_1} - NPV_{r_2}} \cdot (r_2 - r_1) = 10 + \frac{1,377}{1,377 + 10,379} \cdot 5 = 10,59\%$$



## Метод расчёта окупаемости инвестиций PP

Метод состоит в определении того срока, который необходим для возмещения суммы первоначальных инвестиций:

$$PP = \frac{I_0}{CF_n} = \frac{100,217}{26,8} \approx 3,7 \text{ года или } 3 \text{ года и } 7 \text{ месяцев.}$$

В этом методе нет коэффициента дисконта, учитывающего изменения стоимости денег во времени, поэтому срок окупаемости меньше чем в предыдущих методах.

## Выводы.

По результатам расчетов видно, что себестоимость обессоленной воды при ее обработке по существующей схеме ОУ (Н1 – Н2 – Д – ОН, производительность 200м<sup>3</sup>/ч) значительно выше, чем при обработке по схеме после реконструкции (с обратным осмосом).

Это связано с тем, что при обработке воды после реконструкции, значительно снижается расход реагентов на регенерацию (за счет уменьшения нагрузки на Н-катионитные фильтры второй ступени и ОН-анионитные фильтры).

Наиболее эффективной является обратноосмотическая установка, так как данная технология имеет существенно лучшие показатели, чем ионообменные фильтры и энергетические испарители при удалении из воды природных и техногенных органических соединений оказывающих губительное воздействие на котельное и турбинное оборудование электростанции.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате дипломного проектирования по реконструкции ВПУ АО«АлЭС» ТЭЦ-1 были предложены альтернативные решения существующей водоподготовки питательной воды для паровых котлов.

В работе рассмотрена водоподготовительная установка, в которой обработка воды идет по схеме двухступенчатого обессоливания. Предложена последующая реконструкция ВПУ с заменой первой ступени обессоливания (последовательное Н-катионирование) на установку обратного осмоса.

Благодаря применению установки обратного осмоса расход реагентов на регенерацию ионообменных смол в схеме обессоливания сократился почти в 40 раз. Указанные преимущества обусловлены тем, что обессоливание воды в УОО (установка обратного осмоса) происходит без применения регенерирующих реагентов, которые сбрасывались бы в виде солей через стоки водоподготовки.

Преимущества мембранных технологий – небольшой объем потребления химических реагентов и невысокое содержание солей в стоках по сравнению с традиционными ионообменными технологиями.

Замена ионитных фильтров 1-ой ступени на обратноосмотическую установку приводит к повышению показателей качества воды и следовательно, к меньшей нагрузке на ионитные фильтры второй ступени, сокращению расхода воды на собственные нужды.

В экономической части выпускной работы проведен расчет себестоимости химически очищенной воды при существующей системе водоподготовки, а также при предложенных технологиях. По результатам расчетов получения химически очищенной воды наиболее экономичным является применение

установки обратного осмоса, себестоимость химически очищенной воды при этом составляет  $57,3 \text{ тг/м}^3$ , также уменьшаются затраты на приобретение катионита и анионита, уменьшаются затраты на текущий ремонт оборудования.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Водоподготовка и водный режим энергообъектов низкого и среднего давления: Справочник / Ю.М. Кострикин, Н.А. Мещерский, О.В. Коровина. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 254 с.
2. Дытнерский Ю.И. Обратный осмос и ультрафильтрация. М: Химия 1978.
3. [www.psimem.com/PCI Membranes](http://www.psimem.com/PCI%20Membranes)
4. А.П. Андрианов, Ю.В. Козлова, Н.Б. Мотовилова. Новые технологии обработки вод с применением обратноосмотических установок.
5. А.Г. Первов, В.И. Бондаренко, Г.Г. Жабин. Применение комбинированных систем обратного осмоса и ионного обмена для подготовки питательной воды паровых котлов. С. 77-84.
6. Громогласов А.А., Копылов А.С., Пильщиков А.П. Водоподготовка: процессы и аппараты. Учебное пособие для вузов. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 272 с.
7. Водоподготовка. Процессы и аппараты. Под ред. докт. техн. наук, проф. О.И. Мартыновой. – М.: Атомиздат, 1977. – 352 с.
8. О.И. Мартынова. Водоподготовка процессы и аппараты. Москва Атомиздат 1977 г..
9. Водоподготовка и водный режим энергообъектов низкого и среднего давления: Справочник/ Кострикин Ю.М., Мещерский М.А., Коровина О.В. – М.: Энергоатомиздат, 1990 – 254 с.
10. Хванг С.Т., Каммермейер К. Мембранные процессы разделение / Пер. с англ.: М. Химия, 1981.
11. [www.inform.kz](http://www.inform.kz)
12. [www.membrany.com/Hydronautics program](http://www.membrany.com/Hydronautics%20program)
13. Охрана труда: Учебник для студентов. Б.А. Князевский, П.А. Долин, Т.П. Марусова и др; Под ред. Б.А. Князевского. – 2е-е изд., перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1982. – 311 с.
14. Производственное освещение. Методические указания к выполнению раздела «Охрана труда» в дипломном проекте (для студентов энергетических специальностей всех форм обучения). – А.: АЭИ, 1989. –25 с.