

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН  
Некоммерческое акционерное общество  
«АЛМАТИНСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ЭНЕРГЕТИКИ И СВЯЗИ»

Кафедра Тепловых Энергетических Установок

«ДОПУЩЕН К ЗАЩИТЕ»

Зав. кафедрой доцент, к.т.н. Кибарин А.А.  
(ученая степень, звание, Ф.И.О.)

«    »      2018 г.  
(подпись)

**ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ**

На тему: Проект ТЭЦ в городе Астана

Специальность 53071700 Теплоэнергетика

Выполнил Алметов Т.М. Группа ТЭЦ-14-3  
(Ф.И.О.)

Научный руководитель ст. преподаватель каф. ТЭУ Ели Т.М.  
(ученая степень, звание, Ф.И.О.)

Рецензент: начальник ТЦ Валиев О.В.  
(ученая степень, звание, Ф.И.О.)

«    »      2018 г.  
(подпись)

Консультанты:

По экономической части:

канд., профессор Тарамонов С.Т.  
(ученая степень, звание, Ф.И.О.)

«12» июня 2018 г.  
(подпись)

По безопасности жизнедеятельности:

ст. преп. Мананбаева С.Е.  
(ученая степень, звание, Ф.И.О.)

«18» сентября 2018 г.  
(подпись)

Нормоконтролёр: Айтсабаева К.С. доктор PhD, ст. пр.  
(ученая степень, звание, Ф.И.О.)

«18» 08 2018 г.  
(подпись)

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН  
Некоммерческое акционерное общество  
«АЛМАТИНСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ЭНЕРГЕТИКИ И СВЯЗИ»

Институт Теплоэнергетики и Теплотехники

Кафедра Тепловых Энергетических Установок

Специальность 5В071700 - Теплоэнергетика

### ЗАДАНИЕ

на выполнение дипломного проекта

Студенту Ахметов Т. М.

(Ф.И.О.)

Тема проекта Проект ТЭЦ в городе Астана.

Утвержден приказом по университету № 155 от «23» 10 2017 г.

Срок сдачи законченного проекта «    » 201 г.

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

Оборудование ПТ-80/100 - (турбина); БКЗ-420 - котлоагрегат, мощность станции, экологические данные, экоэкономические данные (цены).

Перечень вопросов, подлежащих разработке в дипломном проекте, или краткое содержание дипломного проекта:

Тепловой расчет: 1-определение тепловых нагрузок; 2-проектирование турбинной мощности 80 МВт; 3-перерасчет тепловых нагрузок по режимам; 4-расчет тепловой схемы ТЭЦ; Описание основного и вспомогательного оборудования ТЭЦ. Бизнес-план строительства ТЭЦ в городе Астана; Анализ влияния проектируемой ТЭЦ на окружающую среду.

снижение образования окислов азота путем предварительной термодинамической угляной подачи.

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей): Принципиальная тепловая схема, график расхода, генеральный план.

Основная рекомендуемая литература: Нормы технического проектирования тепловых электрических станций и тепловых сетей, Соловьев Ю. П., "Проектирование теплонасосных установок коммунальных предприятий" М., 1978.  
Методические указания для выполнения курсовой работы; раздел Безопасность жизнедеятельности Алматы 2014.  
Методические указания для выполнения курсовой работы; раздел Экономика энергетики, Алматы 2014.

Консультанты по проекту с указанием относящихся к ним разделам проекта

Раздел	Консультант	Сроки	Подпись
БЖД	Мананбаева С.Б.	26.04-18.08	
Эконом. часть	Парамонов С.Б.	12.06.18	
Основная часть	Евсеев Т.И.	13.06.18	



## Аңдатпа

Дипломдық жобада Астана қаласында жаңа ЖЭЦ (жылу электрцентралы) қаралды. Бұл тақырыптың өзектілігі Астана - Қазақстанның астанасы, ол дамып, кеңейіп келеді. Қалада халық саны өсуде, урбанизация дамуда. Сол үшін болашақта туындайтын жүктемені шешу үшін жылу және электр қуатын өсіру қажет. Экономикалық жағынан өзіндік құн мен өзін-өзі ақтау мерзімі жайлы есептеулер жүргізілді. Өмір қауіпсіздік бөлімінде экологиялық аспектілер талданды және есептелінді.

## Аннотация

В данной дипломной работе рассматривается проект новой ТЭЦ в городе Астана. Актуальность этой темы обусловлена, тем что Астана - это столица Казахстана, она стремительно развивается и расширяется. Количество прироста населения и урбанизации в городе колоссальное. Поэтому город нуждается в увеличении тепловой и электрической мощностей для покрытия нарастающей нагрузки. В экономическом разделе была рассчитана себестоимость данной станции и срок ее окупаемости. В разделе безопасности жизнедеятельности были проанализированные и рассчитаны экологические аспекты проекта.

## Abstract

In this thesis the project of new combined heat and power plant in the city of Astana is considered. The relevance of this subject is caused, the fact that Astana is the capital of Kazakhstan, it promptly develops and extends. Quantity of an increase in population and urbanization in the city of Astana enormous. Therefore the city needs increase in thermal and electric capacities for a covering of the accruing loading. In the economic section the cost of this station and term of its payback have been calculated. In the section of health and safety were analysed and ecological aspects of the project are calculated.

## Содержание

Введение.....	7
1 Тепловой расчёт.....	8
1.1 Определение тепловых нагрузок.....	
1.2 Проектирование энергоблока мощностью 80 МВт.....	9
1.3 Перерасчет тепловых нагрузок по режимам.....	28
1.4 Расчет тепловой схемы ТЭЦ.....	29
2 Описание основного и вспомогательного оборудования ТЭЦ.....	38
2.1 Краткое описание оборудование котлоагрегата.....	
2.2 Турбогенератор.....	39
2.3 Тягодутьевые установки.....	40
2.4 Система пылеприготовления.....	
3 Бизнес – план строительства ТЭЦ в городе Астане.....	44
3.1 Резюме.....	
3.2 Техничко-экономические показатели.....	45
3.3 Экономическая оценка строительства и эксплуатации ТЭЦ.....	53
4 Анализ влияния проектируемой ТЭЦ на экологию города Астаны.....	56
4.1 Оценка влияния Астанинской ТЭЦ на окружающую среду.....	
5 Специальный вопрос.....	64
5.1 Снижение образования оксидов азота путем предварительной термодинамики угольной пыли.....	
Заключение.....	73
Список литературы.....	74

					<b>ДП.5В071700.ДО.ПЗ.</b>		
Изм.	Лист	№ документа	Подпись	Дата			
Разраб.		Ахметов Т.Ж.			Литер	Лист	Листов
Руковод.		Ем Т. М.				6	74
Реценз.		Ваганов О. В.			<b>Содержание</b>		
Зав.каф.		Кибарин А. А.					
Н.контр.		Олжабаева К.С					
					<b>ИТиТ, ТЭС-14-3</b>		

## Введение

Площадка АТЭЦ расположена в северной промзоне городе Астана, на слабоволнистой равнине с общим уклоном поверхности с севера на юг в пределах отметок от 358 до 355 м то есть менее 50 м на 1 км. На строительство нового АТЭЦ отведено 361,8 га включая площадь золоотвала. Общая отведенная площадь для ТЭЦ составляет 377,5 га. Под 1 картой золоотвалы заняты 78,2 га, под 2 картой – 105 га. В соответствии с рекомендациями НИИ им Ф. Ф. Эрисмана под организации санитарно–защитных зон для ТЭЦ, ближайшая к ТЭЦ территория до одного километра является санитарно-защитной зоной.

Установленная мощность:

240 – электрическая, МВт.

540 – тепловая, Гкал/час.

Последовательность ввода основного оборудования в эксплуатацию:

1. Котёл БКЗ-420-140-5;
2. Турбина ПТ-80/100-130/13;
3. Турбина ПТ-80/100-130/13;
4. Котёл БКЗ-420-140-5;
5. Котёл БКЗ-420-140-5;
6. Турбина ПТ-80/100-130/13;
7. Котёл БКЗ-420-140-5;
8. Котёл БКЗ-420-140-5;

На ТЭЦ устанавливаю 3 турбоагрегата ПТ-80/100-130/13 и БКЗ-420-140.

Потребители тепловой и электрической энергии города Астана и часть Акмолинской области. Основное топливо Экибастузский каменный уголь марки СС.

Растопочное топливо мазут М100.

Средняя температура наиболее холодного месяца равна – 20<sup>0</sup>С.

Продолжительность отопительного периода – 216 суток.

Среднее количество осадков равно 307 мм в год.

# 1 Тепловой расчет

## 1.1 Определение тепловых нагрузок

Определение тепловых нагрузок.

Пользуясь укрепленными показателями по [Л3], стр. 573, табл. 10-3 находим тепловые нагрузки:

На отопление и вентиляцию:

$$Q_{\text{от.в.}} = A \times q_1 = 322 \times 1,59 = 511,980 \text{ МВт},$$

где  $q_1 = 1,59$  кВт – расчетная тепловая нагрузка на одного жителя;  
 $A = 322$  тыс. чел. – число жителей города по [Л11], стр. 146.

На горячее водоснабжение:

$$Q_{\text{гвс}} = A \times q_2 = 322 \times 0,92 = 296,240 \text{ МВт},$$

где  $q_2 = 0,92$  кВт – расчетная нагрузка на одного жителя по горячему водоснабжению по [Л3], стр. 381, табл.7-17.

Имеем 3 турбины ПТ-80/100-130/13 ЛМЗ;

$$D_{\text{пр}} = 185 \times 3 = 555 \text{ т/ч} \approx 500 \text{ т/ч.}$$

Давление пара в промышленном коллекторе ТЭЦ

$$P_{\text{п}} = P_{\text{п}}^{\text{пот}} + \Delta P = 1,1 + 0,2 = 1,3 \text{ МПа};$$

где  $P_{\text{п}}^{\text{пот}} = 1,1$  МПа – давление пара у потребителя;

$\Delta P = 0,2$  МПа – потеря давления в паропроводе.

Объём тепловых сетей:

$V_{\text{т.с.}} = (Q_{\text{от.в.}} + Q_{\text{гвс}}) \times (A_1 + A_2) = (511,980 + 296,240) \times (8,6 + 26) = 27\,964,412 \text{ м}^3$ ;  
где,  $A_1 = 8,6 \text{ м}^3/\text{МВт}$  – удельный объём наружных сетей жилых сооружений;  
 $A_2 = 26,0 \text{ м}^3/\text{МВт}$  – удельный объём внутренних трубопроводов жилых и общественных зданий.

Утечка воды из теплосети:

$$G_{\text{ут}} = \frac{0,5}{100} \times V_{\text{т.с.}} = 0,005 \times 27\,964,412 = 139,822 \text{ т/ч.}$$

Тепловые потери с утечкой воды из тепловых сетей:

$$Q_{\text{ут}} = \frac{1}{3,6} \times G_{\text{ут}} \times C_p (t_{\text{тс}}^{\text{ср}} - t_{\text{х.в.}}) \times 10^{(-3)} = \frac{1}{3,6} \times 139,822 \times 4,19 (115 - 5) \times 10^{(-3)} = 17,901 \text{ МВт};$$

Где,  $C_p = 4,19$  МДж/(т·К) – теплоёмкость воды;

$t_{\text{тс}}^{\text{ср}} = 115^\circ\text{C}$  – средняя температура воды в сети;

$t_{\text{х.в.}} = 5^\circ\text{C}$  – температура холодной воды.

Тепло, вносимое в систему подпиточной водой:

$$Q_{\text{подп}} = \frac{1}{3,6} \times G_{\text{подп}} \times C_p (t_{\text{подп}} - t_{\text{х.в.}}) \times 10^{(-3)} = \frac{1}{3,6} \times 139,822 \times 4,19 (40 - 5) \times 10^{(-3)} = 5,696 \text{ МВт},$$

где для закрытой системы ГВС:

$$G_{\text{подп}} = G_{\text{ут}} = 139,822 \text{ т/ч};$$

$t_{\text{подп}} = 40^\circ\text{C}$  – температура подпиточной воды (после бака вакуумного деаэратора);

$t_{\text{х.в.}} = 5^\circ\text{C}$  – температура холодной воды.



Тепловая мощность теплофикационной установки.

$$Q_{т.у.} = Q_{от.в.} + Q_{ГВС} + Q_{ут} - Q_{подп.} = 511,980 + 296,240 + 17,901 - 5,696 = 820,425 \text{ МВт};$$

$$Q_{сп} = Q_{от.в.} + Q_{ГВС} = 511,980 + 296,240 = 808,220 \text{ МВт}.$$

Нагрузка основных сетевых подогревателей:

$$Q_{осп} = \alpha_{тэц} \times Q_{сп} = 0,6 * 808,220 = 484,932 \text{ МВт};$$

где  $\alpha_{тэц} = 0,6$  – коэффициент теплофикации.

Нагрузки тепловых водогрейных котлов:

$$Q_{пу} = Q_{сп} - Q_{осп} = 808,220 - 484,932 = 323,288 \text{ МВт}.$$

## 1.2 Проектирование энергоблока мощностью 80 МВт

### *Краткая характеристика турбоустановки*

Турбоустановку ПТ-80/100-130/13 можно рассматривать как модернизированную турбину ПТ-60/75-130/13, однако модернизация ее столь значительна, что по существу это новая турбина.

Турбина спроектирована на номинальную мощность 80 МВт, на начальные параметры 12,75 МПа и 555 °С с производственным отбором при 1,3 МПа и отопительным отбором.

Основное отличие тепловой схемы этой турбоустановки от тепловой схемы турбоустановки ПТ-60/75-130/13 состоит в использовании двухступенчатого подогрева сетевой воды. Верхний отопительный отбор производится при давлении 0,05 - 0,25 МПа, а нижний — при 0,03— 0,1 МПа. При нагреве сетевой воды в двух сетевых подогревателях регулятор давления поддерживает постоянство давления в верхнем отопительном отборе, а расход пара нижний отопительный отбор - нерегулируемый. При работе только одного сетевого подогревателя давление поддерживается в нижнем отопительном отборе.

Конденсатор турбины имеет встроенный теплофикационный пучок, утилизирующий теплоту вентиляционного пропуска пара при работе турбины в режиме с противодавлением. Охлаждающим агентом пучка является сетевая вода. Развитая регенеративная система подогрева питательной воды обеспечивает на выходе ее температуру 249 °С.

Конструктивные различия турбин ПТ-60/75-130/13 и ПТ-80/100-130/13 имеются и в ЦНД. Две последние ступени ЧСД отделены от остальной проточной части большими камерами, первая из которых используется для верхнего теплофикационного отбора, а вторая – для нижнего.

Ротор ЦНД является комбинированным, однако в отличие от турбины ПТ-60/75-130/13 насадными выполнены только диски ЧНД. Размеры последних ступеней данных турбин совпадают.

Система регулирования турбины включает в себя электрогидравлический преобразователь, повышающий быстродействие и улучшающий качество регулирования.

Построение процесса расширения пара в турбине на диаграмме воды и водяного пара.

Исходные данные для расчета.

Турбина имеет 7 регенеративных отборов, 2 теплофикационных, промышленный отбор при давлении 13 ата. Номинальная мощность турбины  $N=80$  МВт, начальные параметры  $P_0=12,75$  МПа,  $t_0=555$  °С, давление в конденсаторе  $P_k=3,5$ кПа, турбоустановка работает в номинальном режиме  $Q_T=Q_{нт}$ ,  $Q_{п}=Q_{нп}$ .

Давление пара в отборах турбины принимаем по справочным данным.

Таблица 1.1 – Отборы пара по давлению

Отбор	P, МПа
I	4,41
II	2,55
III	1,27
IV	0,43
V	0,272
VI	0,0981
VII	0,04

Начальная точка – 0. По таблицам определяем параметры пара в этой точке:

$$p_0 = 12,75 \text{ МПа}, \quad t_0 = 565^\circ\text{C},$$

$$h_0 = 3493 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad s_0 = 6,634804 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}.$$

В клапанах происходит дросселирование пара до состояния 0'. Процесс идёт при постоянной энтальпии, снижение давления  $\Delta p$  составляет 3-5% от начального. Параметры пара в т. 0':

$$p'_0 = 12,25 \text{ МПа}, \quad t'_0 = 563^\circ\text{C},$$

$$h'_0 = 3493 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad s'_0 = 6,651847 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}.$$

Для части высокого давления принимаем относительный внутренний КПД  $\eta_{oi}^{чвд} = 0,82\%$ . Конечная точка расширения в ЧВД определяется  $\eta_{oi}^{чвд}$  и изобарой  $p_{п} = 1,3$  МПа (давление промышленного отбора):

$$h_4^{ад} = f(s'_0, p_4), \quad s_4^{ад} = s'_0, \quad h_4^{ад} = 2862 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_4 = h_0 - (h_0 - h_4^{ад}) \cdot \eta_{oi}^{чвд} = 3485,8 - (3485,8 - 2862) \cdot 0,82 = 2974 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$s_4 = 6,8678 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}, \quad t_4 = 268^\circ\text{C}.$$

Потери давления в клапанах ЧСД составляют 10 – 15%:

$$\Delta p_{\text{чсд}} = 0,1 \text{ МПа}, \quad p_0^{\text{чсд}} = 1,3 - 0,1 = 1,2 \text{ МПа},$$

$$h_0^{\text{чсд}} = 2974 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad s_0^{\text{чсд}} = 6,9033 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}, \quad t_0^{\text{чсд}} = 210,4^\circ\text{C}.$$

Расширение в ЧСД идёт до давления  $p_7$ , которое необходимо пересчитать следующим образом. Принимаем давление  $p_6$  в отборе на ПНД2 и на верхний сетевой подогреватель равным 2 ата. Пересчитываем давление  $p_5$  в предшествующем отборе на ПНД3 по формуле Стодолы:

$$p_5 = \sqrt{(p_{5p}^2 - p_{\text{ТВ},p}^2) + p_{\text{ТВ}}^2},$$

$$p_5 = \sqrt{(0,272^2 - 0,0981^2) + 0,1962^2} = 0,321 \text{ МПа}$$

Принимаем температурный график прямой/обратной сетевой воды – 150/70. Из отбора в верхнем сетевом подогревателе имеем пар с меньшим давлением:

$$p_{\text{ТВ}} = \frac{p_6}{1,07} = \frac{0,1962}{1,07} = 0,1834 \text{ МПа}$$

По известному давлению  $p_{\text{ТВ}}$  находим температуру насыщения, используя таблицы состояния. Учитывая температурный напор:

$$t_{c2} = t_{\text{н2}} - 2^\circ\text{C} = 117,5 - 2 = 115,5^\circ\text{C}$$

Из условия равномерного подогрева сетевой воды в нижнем и верхнем подогревателях определяем  $t_{c1}$  как:

$$t_{c1} = \frac{t_{c2} - 70}{2} + 70 = \frac{115,5 - 70}{2} + 70 = 92,75^\circ\text{C}$$

Учитывая температурный напор, находим температуру насыщения и давление в нижнем сетевом подогревателе:

$$t_{\text{н1}} = t_{c1} + 2^\circ\text{C} = 92,75 + 2 = 94,75^\circ\text{C}$$

$$p_{\text{пн}} = f(t_{\text{н1}}) = 0,0838 \text{ МПа}$$

Давление в отборе больше:

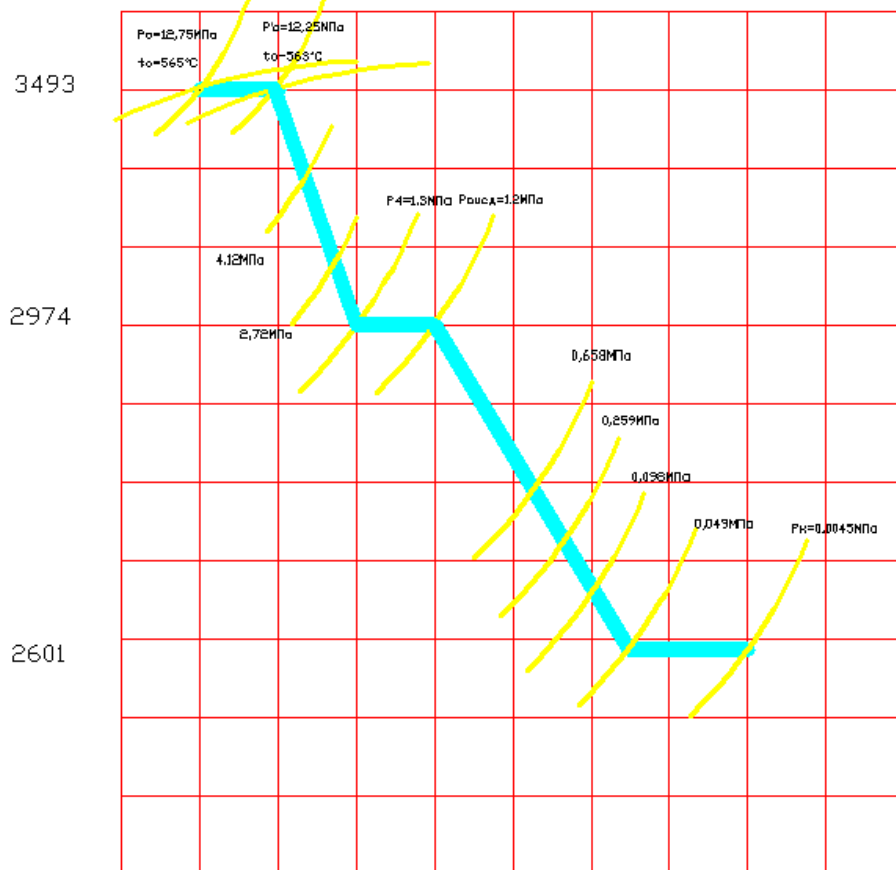
$$p_7 = 1,07 \cdot p_{\text{пн}} = 0,0896 \text{ МПа}$$

Отображаем изобары  $p_5$ ,  $p_6$  и  $p_7$  на диаграмме. Расширение в ЧСД проходит до новой изобары  $p_7$  (конечная точка определяется  $\eta_{oi}$  процесса расширения):

$$s_7^{\text{ад.}} = s_0^{\text{чсд}} = 6,9033 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}, \quad h_7 = h_0^{\text{чсд}} - (h_0^{\text{чсд}} - h_7^{\text{ад.}}) \cdot \eta_{oi}^{\text{чсд}},$$

$$h_7^{\text{ад.}} = f(s_0^{\text{чсд}}, p_7) = 2530,29 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$h, \text{ кДж/кг}$



$S, \text{ кДж/кг}$

Рисунок 1.2 - Построение процесса расширения пара в турбине

$$h_7 = 2974 - (2974 - 2530,29) \cdot 0,84 = 2601,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

После отбора в нижний сетевой подогреватель принимаем расширение с  $\eta_{oi} = 0$ , т.е. проводим горизонтальную линию к изобаре  $p_k$ :

$$h_k = h_7, \quad s_k = f(h_k, p_k) = 8,6854 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$$

На этой точке заканчиваем построение процесса расширения и приступаем к составлению таблицы состояния:

Рассчитаем коэффициенты недовыработки отборов. В общем виде формула имеет вид:

$$y_{\text{отб}} = \frac{h_{\text{отб}} - h_k}{h_0 - h_k}$$

Подставляя значения для каждого конкретного отбора, определяем:

$$y_{\text{отб1}} = \frac{h_{\text{отб1}} - h_k}{h_0 - h_k} = \frac{3254 - 2601}{3493 - 2601} = 0,73$$

$$y_{отб2} = \frac{h_{отб2} - h_k}{h_0 - h_k} = \frac{3098 - 2601}{3493 - 2601} = 0,56$$

$$y_{отб3} = \frac{h_{отб3} - h_k}{h_0 - h_k} = \frac{2967 - 2601}{3493 - 2601} = 0,41$$

$$y_{отб4} = \frac{h_{отб4} - h_k}{h_0 - h_k} = \frac{2840 - 2601}{3493 - 2601} = 0,27$$

$$y_{отб5} = \frac{h_{отб5} - h_k}{h_0 - h_k} = \frac{2712 - 2601}{3493 - 2601} = 0,20$$

$$y_{отб6} = \frac{h_{отб6} - h_k}{h_0 - h_k} = \frac{2678 - 2601}{3493 - 2601} = 0,089$$

$$y_{отб7} = \frac{h_{отб7} - h_k}{h_0 - h_k} = \frac{2601 - 2601}{3493 - 2601} = 0$$

Составление сводной таблицы параметров пара и воды в основных элементах тепловой схемы.

Таблица 1.2 - Таблица состояния

№ точки	Пар			К-т	К-т	Вода			Уотб.
	p, МПа	t, °C	h, кДж/кг	t <sub>н</sub> , °C	h, кДж/кг	t <sub>в2</sub> , °C	p <sub>в</sub> , МПа	h, кДж/кг	
0	12,75	555	3493	—		—	—	—	—
0'	12,25	555	3493	—		—	—	—	—
1	4.12	420	3254	—		—	—	—	0,73
П1	3.91	420	3254	249	1080	246	15,94	1067	—
2	2,72	342	3098	—		—	—	—	0,56
П2	2,59	342	3098	225	971	222	15,94	956	—
3	1,3	265	2967	—		—	—	—	0,41
П3	1,26	265	2967	193	811	190	15,94	815	—
4	0,658	198	2840	—		—	—	—	0,27
Д	0,625	198	2840			164	0,588	676	—
П4	0,625	198	2840	164	681	162	1,472	674	—
5	0,259	139	2712	—		—	—	—	0,20
П5	0,246	139	2712	127	532	125	1,472	526	—
6	0,098		2678	—		—	—	—	0,089
П6	0.093		2678	97	409	95	1,472	399	—
7	0,049		2601	—		—	—	—	0
П7	0,466		2601	71	312	69	1,472	389	—
К	0,0045		2601	49		46	1,472	194	—

Расчет тепловой схемы.

Баланс пара и воды.

Расход пара через проточную часть турбины:

$$G_T = \frac{N_э}{(h_0 - h_k) \cdot \eta_M \cdot \eta_T} + \sum G_{отб_j} \cdot y_{отб_j}$$

С учётом пара на утечки через уплотнения:

$$G_0 = G_T + G_{упл}^{пр} = (1 + 0,02) G_T = 1,02 G_T$$

Расход перегретого пара из котлоагрегата:

$$G_{пе} = G_0 + G_{ут} = 1,02 G_T \cdot 1,012 = 1,03224 G_T$$

Расход питательной воды:

$$G_{пв} = G_{пе} + G_{прод} = 1,03224 G_T \cdot 1,005 = 1,0374 G_T$$

Тепловой расчёт расширителя непрерывной продувки:

1-я ступень расширителя:

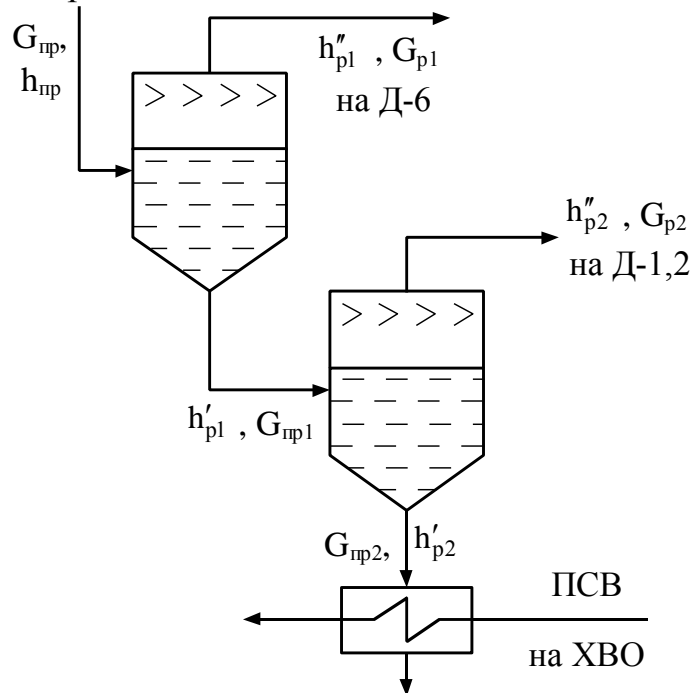


Рисунок 1.3 - Схема двухступенчатого расширителя непрерывной продувки

Составляем уравнения материального и теплового балансов:

$$\begin{cases} G_{пр} = G_{пр1} + G_{p1}, \\ G_{пр} \cdot h_{пр} \cdot \eta_p = G_{пр1} \cdot h'_{p1} + G_{p1} \cdot h''_{p1}; \end{cases}$$

Решаем систему подстановкой  $G_{пр1}$  из первого уравнения во второе:

$$\begin{cases} G_{пр1} = G_{пр} - G_{p1}, \\ G_{пр} \cdot h_{пр} \cdot \eta_p = (G_{пр} - G_{p1}) \cdot h'_{p1} + G_{p1} \cdot h''_{p1}; \\ G_{пр} \cdot h_{пр} \cdot \eta_p = G_{пр} \cdot h'_{p1} - G_{p1} \cdot h'_{p1} + G_{p1} \cdot h''_{p1}, \end{cases}$$

$$G_{p1} = \frac{G_{np} \cdot h_{np} \cdot \eta_p - G_{np} \cdot h'_{p1}}{h''_{p1} - h'_{p1}} = \frac{G_{np} (h_{np} \cdot \eta_p - h'_{p1})}{h''_{p1} - h'_{p1}}.$$

Величину расхода продувочной воды берём из баланса воды и пара; энтальпию продувочной воды определяем как энтальпию насыщения при давлении  $p_0 = 145 \text{ ата} = 14,23 \text{ МПа}$ ; энтальпии  $h'_{p1}$  и  $h''_{p1}$  определяем по давлению  $p_{p1} = 6,5 \text{ ата} = 0,658 \text{ МПа}$ . Зададимся также КПД расширителя:  $\eta_p = 0,98$ .

$$h_{np} = 1579,71 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

$$h'_{p1} = 680,90 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h''_{p1} = 2759,11 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$G_{p1} = \frac{0,00516 \cdot G_T \cdot (1579,71 \cdot 0,98 - 680,90)}{2759,11 - 680,90} = 0,002153 \cdot G_T.$$

2-я ступень расширителя:

Аналогично, как и для первой ступени составим систему уравнений материального и теплового балансов:

$$\begin{cases} G_{np1} = G_{np2} + G_{p2}, \\ G_{np1} \cdot h'_{np1} \cdot \eta_p = G_{np2} \cdot h'_{p2} + G_{p2} \cdot h''_{p2}; \end{cases}$$

$$\begin{cases} G_{np2} = G_{np1} - G_{p2}, \\ G_{np1} \cdot h'_{np1} \cdot \eta_p = (G_{np1} - G_{p2}) \cdot h'_{p1} + G_{p2} \cdot h''_{p2}; \end{cases}$$

$$G_{p2} = \frac{G_{np1} \cdot h'_{np1} \cdot \eta_p - G_{np1} \cdot h'_{p2}}{h''_{p2} - h'_{p2}} = \frac{G_{np1} (h'_{np1} \cdot \eta_p - h'_{p2})}{h''_{p2} - h'_{p2}}.$$

Расход  $G_{np1}$  определяется из решения системы для первой ступени, энтальпии  $h'_{p2}$  и  $h''_{p2}$  определяем исходя из давления полученного пара  $p_{p2} = 1,3 \text{ ата} = 0,128 \text{ МПа}$

$$G_{np1} = G_{np} - G_{p1} = 0,00516 \cdot G_T - 0,002153 \cdot G_T = 0,003007 \cdot G_T;$$

$$h'_{p2} = 446,94 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h''_{p2} = 2687,59 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

$$G_{p2} = \frac{0,003007 \cdot G_T \cdot (680,90 \cdot 0,98 - 446,94)}{2687,59 - 446,94} = 0,002957 \cdot G_T.$$

Тепловой расчёт сетевых подогревателей:

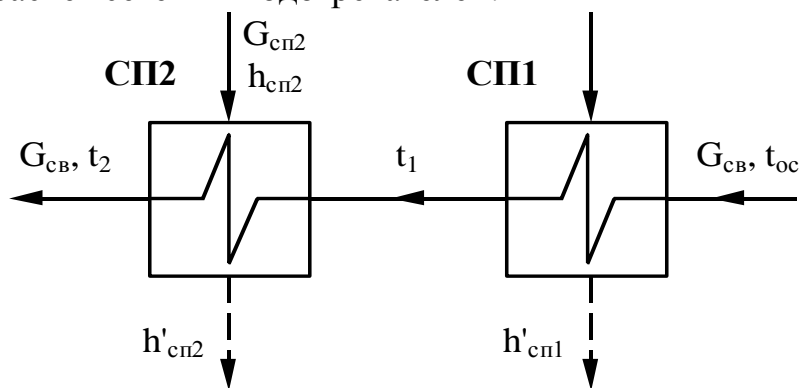


Рисунок 1.4 - Схема двухступенчатого подогрева сетевой воды

Из справочников находим максимальную тепловую нагрузку отопительных отборов турбины ПТ-80/100-130/13:

$$Q_{от}^{max} = 300 \text{ ГДж/ч} = 3 \cdot 10^6 \text{ КДж/ч}$$

Расход сетевой воды определяем по формуле:

$$G_{св} = \frac{Q_{от}^{max}}{C_p \cdot (t_2 - t_{oc})} = \frac{300 \cdot 10^6}{4,187 \cdot (115,5 - 70)} = 437 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Составляем тепловые балансы для каждого из подогревателей:

$$\begin{cases} G_{сп1} \cdot h_{сп1} \cdot \eta_{п} + G_{св} \cdot t_{oc} \cdot C_p = G_{св} \cdot t_1 \cdot C_p + G_{сп1} \cdot h'_{сп1} \cdot \eta_{п}, \\ G_{сп2} \cdot h_{сп2} \cdot \eta_{п} + G_{св} \cdot t_1 \cdot C_p = G_{св} \cdot t_2 \cdot C_p + G_{сп2} \cdot h'_{сп2} \cdot \eta_{п}; \end{cases}$$

$$h_{сп1} = f(p_{пн}) = 2601 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{сп2} = f(p_{тв}) = 2678 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h'_{сп1} = 389 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h'_{сп2} = 399 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$G_{сп1} = \frac{G_{св} \cdot C_p \cdot (t_1 - t_{oc})}{(h_{сп1} - h'_{сп1}) \cdot \eta_{п}} = \frac{437 \cdot 4,187 \cdot (97 - 70)}{(2601 - 389) \cdot 0,98} = 22,9 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

$$G_{сп2} = \frac{G_{св} \cdot C_p \cdot (t_2 - t_1)}{(h_{сп2} - h'_{сп2}) \cdot \eta_{п}} = \frac{437 \cdot 4,187 \cdot (115,5 - 97)}{(2678 - 399) \cdot 0,98} = 15,6 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Конденсат из сетевых подогревателей подаётся в линию основного конденсата за ПНД2 для верхнего сетевого подогревателя и за ПНД1 для нижнего, которые запитаны по пару из тех же отборов, что и сетевые подогреватели соответственно.



Тепловой расчёт атмосферного деаэратора.

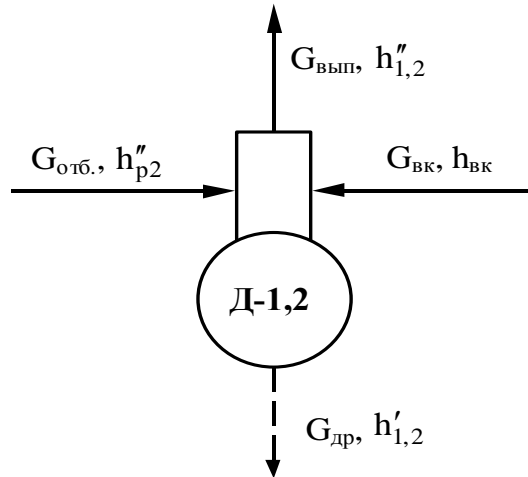


Рисунок 1.5 - Расчётная схема атмосферного деаэратора

$$h_{BK} = 70^\circ \cdot 4,19 = 293,3 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad G_{\text{вып}} = 0,002G_{BK}, \quad G_{BK} = 32,8 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

$$h'_{1,2} = 439,4 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h''_{1,2} = 2683,8 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Составляем уравнения материального и теплового балансов.

$$G_B = G_{BK} + G_{p2} - G_{\text{вып}},$$

$$(G_{BK} h_{BK} + G_{\text{отб}} h''_{p2}) \eta_D = G_{\text{вып}} h''_{1,2} + G_{др} h'_{1,2},$$

$$G_{\text{отб}} = \frac{G_{\text{вып}} h''_{1,2} + (G_{BK} - G_{\text{вып}}) h'_{1,2} - G_{BK} h_{BK} \eta_D}{h_{\text{отб}} \eta_D - h'_{1,2}} =$$

$$= \frac{0,656 \cdot 2683,8 + 32,144 \cdot 439,4 - 32,8 \cdot 293,3 \cdot 0,98}{2683,8 \cdot 0,98 - 439,4} = 2,95 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Тепловой расчёт вакуумного деаэратора.

Вакуумный деаэратор служит для дегазации воды, идущей на восполнение потерь в тепловых сетях. Принимаем:

$$p_{ВД} = f(t_{oc} = 70^\circ\text{C}) = 0,31 \text{ ата}$$

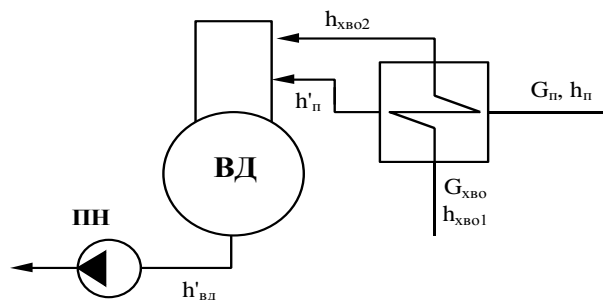


Рисунок 1.6 - Расчётная схема вакуумного деаэратора

$$h_{\Pi} = f(p_{\text{TH}}) = 2670 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h'_{\Pi} = f(p_{\text{TH}}) = 404 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_{\text{ХВО1}} = t_{\text{ХВО1}} \cdot C_p = 30 \cdot 4,187 = 125,61 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_{\text{ХВО2}} = t_{\text{ХВО2}} \cdot C_p = 70 \cdot 4,187 = 293 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Уравнение теплового баланса будет выглядеть следующим образом:

$$G_{\Pi} \cdot (h_{\Pi} - h'_{\Pi}) \cdot \eta_{\Pi} = G_{\text{ХВО}} \cdot (h_{\text{ХВО2}} - h_{\text{ХВО1}}),$$

$$G_{\text{ХВО}} = 0,02 G_{\text{СВ}} = 0,02 \cdot 840 = 16,8 \frac{\text{т}}{\text{ч}} = 4,667 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

$$G_{\Pi} = \frac{G_{\text{ХВО}} \cdot (h_{\text{ХВО2}} - h_{\text{ХВО1}})}{(h_{\Pi} - h'_{\Pi}) \cdot \eta_{\Pi}} = \frac{4,667 \cdot (293 - 125,61)}{(2670 - 404) \cdot 0,98} = 0,3518 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Расчет группы ПВД  
в КА

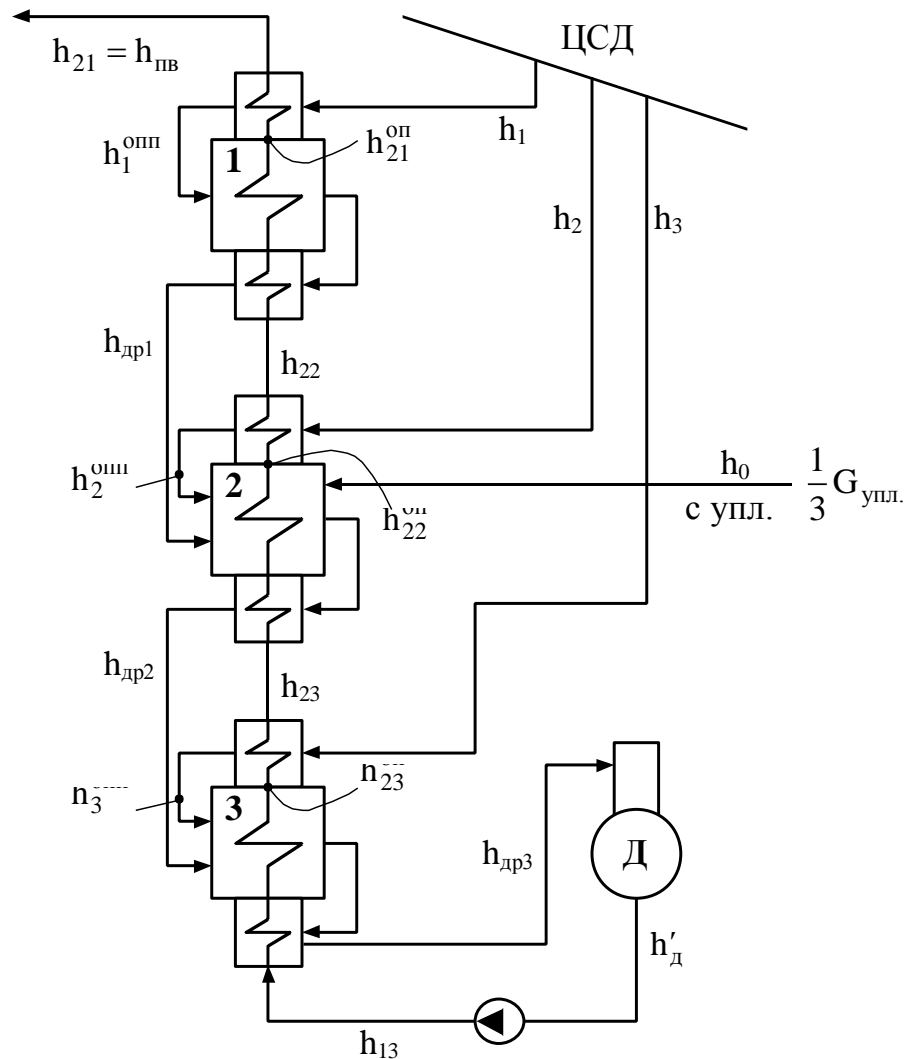


Рисунок 1.7 - Расчётная схема подогревателей высокого давления

Расчёт расходов пара на подогреватели ведём по известной энтальпии воды за основной поверхностью  $h_j^{оп}$ . На основную поверхность идёт охлаждённый пар (после охладителей перегретого пара ОПП).

$$h_{13} = h'_d + \Delta h_{пн}, \text{ кДж/кг},$$

где  $h'_d$  – энтальпия воды после деаэрата, кДж/кг;

$h_{13}$  – энтальпия воды перед ПВДЗ, кДж/кг;

$\Delta h_{пн}$  – величина изменения (увеличения) энтальпии из-за работы питательного насоса, кДж/кг (ориентировочно  $\Delta h_{пн} = 20 \div 30$  кДж/кг).

$$\Delta h_{пн} = \frac{q_{пв} \cdot \Delta p_{пн}}{\eta_{пн}}, \text{ кДж/кг},$$

$$\Delta p_{пн} = p_{пв} - p_d = (1,25 \div 1,3) \cdot p_0 - p_d, \text{ МПа},$$

где  $q_{пв}$  – удельный объём питательной воды,  $0,00123 \text{ м}^3/\text{кг}$ ;

$\Delta p_{пн}$  – увеличение давления воды в ПН, МПа;

$\eta_{пн}$  – КПД питательного насоса,  $\eta_{пн} = 0,80$ .

$$p_{пв} = 1,25 \cdot p_0 = 1,25 \cdot 12,75 = 15,94 \text{ МПа},$$

$$\Delta h_{пн} = \frac{0,00123 \cdot (15,94 - 0,59) \cdot 10^6}{0,80} = 23,60 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_{13} = 676 + 23,60 = 699 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Составляем балансы для трёх подогревателей:

1-й подогреватель:

$$G_{пв} \cdot (h_{21}^{оп} - h_{22}^{оп}) = G_1 \cdot (h_1^{опп} - h_{др1}) \cdot \eta_{п},$$

$$1,0374 \cdot (1067 - 956) = \alpha_1 \cdot (3254 - 1080) \cdot 0,98, \alpha_1 = 0,054.$$

2-й подогреватель:

$$G_{пв} \cdot (h_{22}^{оп} - h_{23}^{оп}) =$$

$$= \left[ \frac{1}{3} G_{упл} (h_0 - h_{др2}) + G_{др1} (h_{др1} - h_{др2}) + G_2 (h_2^{опп} - h_{др2}) \right] \cdot \eta_{п},$$

$$G_{др2} = G_1 + G_2 + \frac{1}{3} G_{упл},$$

$$1,0374 \cdot (956 - 815) = \left[ \frac{1}{3} \cdot 0,02 \cdot (3493 - 815) + \right. \\ \left. + 0,054 \cdot (1080 - 971) + \alpha_2 \cdot (3098 - 971) \right] \cdot 0,98,$$

$$\alpha_2 = 0,059$$

3-й подогреватель:

$$G_{\text{ПВ}} \cdot (h_{23}^{\text{ОП}} - h_{13}) = \left[ G_{\text{ДР2}} \cdot (h_{\text{ДР2}} - h_{\text{ДР3}}) + G_3 \cdot (h_3^{\text{ОПП}} - h_{\text{ДР3}}) \right] \cdot \eta_{\text{П}}$$

$$\alpha_{\text{ДР2}} = \alpha_1 + \alpha_2 + \frac{1}{3} \alpha_{\text{УПЛ}} = 0,054 + 0,059 + 0,00692 = 0,12423$$

$$1,0374 \cdot (815 - 699) =$$

$$= \left[ 0,12 \cdot (811 - 676) + \alpha_3 \cdot (2967 - 811) \right] \cdot 0,98,$$

$$\alpha_3 = 0,031$$

На втором этапе определяем повышение энтальпии воды в трёх охладителях перегретого пара:

$$\Delta h_1 = \frac{G_1 \cdot (h_1 - h_1^{\text{ОПП}})}{G_{\text{ПВ}}} = \frac{0,054 \cdot (3254 - 3098)}{1,0374} = 8,12 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$\Delta h_2 = \frac{G_2 \cdot (h_2 - h_2^{\text{ОПП}})}{G_{\text{ПВ}}} = \frac{0,059 \cdot (3098 - 2967)}{1,0374} = 7,45 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$\Delta h_3 = \frac{G_3 \cdot (h_3 - h_3^{\text{ОПП}})}{G_{\text{ПВ}}} = \frac{0,031 \cdot (2967 - 2840)}{1,0374} = 5,28 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

На третьем этапе уточняем энтальпии воды за подогревателями:

$$h_{21} = h_{21}^{\text{ОП}} + \Delta h_1 = 1067 + 8,12 = 1075,12 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_{22} = h_{22}^{\text{ОП}} + \Delta h_2 = 956 + 7,45 = 963,45 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_{23} = h_{23}^{\text{ОП}} + \Delta h_3 = 815 + 5,28 = 820,28 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Уточнённые тепловые балансы ПВД составляются для подогревателей в целом, включая ОПП:

ПВД1:

$$G_{\text{ПВ}} \cdot (h_{21}^{\text{ОП}} - h_{22}^{\text{ОП}}) = G_1 \cdot (h_1^{\text{ОПП}} - h_{\text{ДР1}}) \cdot \eta_{\text{П}},$$

$$1,0374 \cdot (1075 - 963) = \alpha_1 \cdot (3254 - 1080) \cdot 0,98,$$

$$\alpha_1 = 0,054$$

ПВД2:

$$G_{\text{ПВ}} \cdot (h_{22} - h_{23}) =$$

$$= \left[ \frac{1}{3} G_{\text{УПЛ}} \cdot (h_0 - h_{\text{ДР2}}) + G_{\text{ДР1}} \cdot (h_{\text{ДР1}} - h_{\text{ДР2}}) + G_2 \cdot (h_2 - h_{\text{ДР2}}) \right] \cdot \eta_{\text{П}},$$

$$1,0374 \cdot (963 - 820) = \left[ \frac{1}{3} \cdot 0,02 \cdot (3493 - 815) + \right. \\ \left. + 0,054 \cdot (1080 - 971) + \alpha_2 \cdot (3098 - 971) \right] \cdot 0,98, \\ \alpha_2 = 0,058.$$

ПВД3:

$$\alpha_{др2} = \alpha_1 + \alpha_2 + \frac{1}{3} \alpha_{упл.} = 0,054 + 0,058 + 0,007 = 0,119 \\ G_{пв} \cdot (h_{23} - h_{13}) = \left[ G_{др2} \cdot (h_{др2} - h_{др3}) + G_3 \cdot (h_3 - h_{др3}) \right] \cdot \eta_{п}, \\ 1,0374 \cdot (815 - 699) = \\ = \left[ 0,119 \cdot (820 - 676) + \alpha_3 \cdot (2967 - 811) \right] \cdot 0,98, \quad \alpha_3 = 0,031.$$

Расчет деаэрата.

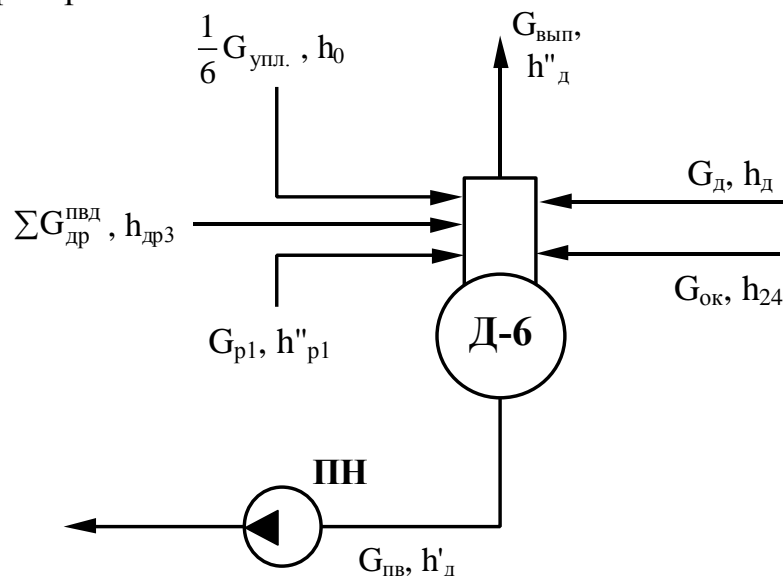


Рисунок 1.8 - Расчётная схема обвязки деаэрата питательной воды

Составим уравнения теплового и материального балансов теплообменника:

$$\begin{cases} G_{пв} h'_д + G_{вып} h''_д = \sum G_{др}^{пвд} h_{др3} + \frac{1}{6} G_{упл} h_0 + G_д h_д + G_{ок} h_{24} + G_{p1} h''_{p1}, \\ G_{пв} + G_{вып} = \sum G_{др}^{пвд} + \frac{1}{6} G_{упл} + G_д + G_{ок} + G_{p1}; \end{cases} \\ G_{пв} = 1,0374 \cdot G_T, \quad G_{вып} = 0,002 \cdot G_{ок}, \\ \sum G_{др}^{пвд} = G_1 + G_2 + G_3 + \frac{1}{3} G_{упл} = \\ = \left( 0,054 + 0,058 + 0,031 + \frac{1}{3} \cdot 0,02 \right) G_T = 0,150 G_T,$$

$$G_{p1} = 0,002153 \cdot G_T,$$

$$h'_d = 676 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h''_d = 2756,4 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{дрз} = 811 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_0 = 3493 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_{24} = 674 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h''_{p1} = 2759,11 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_d = 2873,1 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

$$\begin{cases} 1,0374G_T \cdot 676 + 0,02G_{ок} \cdot 2756 = 0,150G_T \cdot 811 + 0,003G_T \cdot 3493 + \\ \quad + 2873G_d + 74G_{ок} + 0,00215G_T \cdot 2759, \\ 1,0374G_T + 0,002G_{ок} = 0,150G_T + 0,003G_T + G_d + G_{ок} + 0,00215G_T; \end{cases}$$

$$\begin{cases} 559,5G_T = 2873G_d + 607,9G_{ок}, \\ 0,8803G_T = G_d + 0,998G_{ок}; \end{cases}$$

$$559,5G_T = 607,9G_{ок} + 2873 \cdot (0,8803G_T - 0,998G_{ок}),$$

$$559,5G_T = 607,9G_{ок} + 2529,1G_T - 2867,3G_{ок},$$

$$2259,4G_{ок} = 1969,6G_T,$$

$$G_{ок} = \frac{1969,6}{2259,4} G_T = 0,872 \cdot G_T.$$

Тогда расход пара из отбора в деаэратор составит:

$$G_d = 0,8803G_T - 0,998G_{ок} = (0,8803 - 0,998 \cdot 0,872) \cdot G_T = 0,0100 \cdot G_T.$$

Расчет группы ПНД:

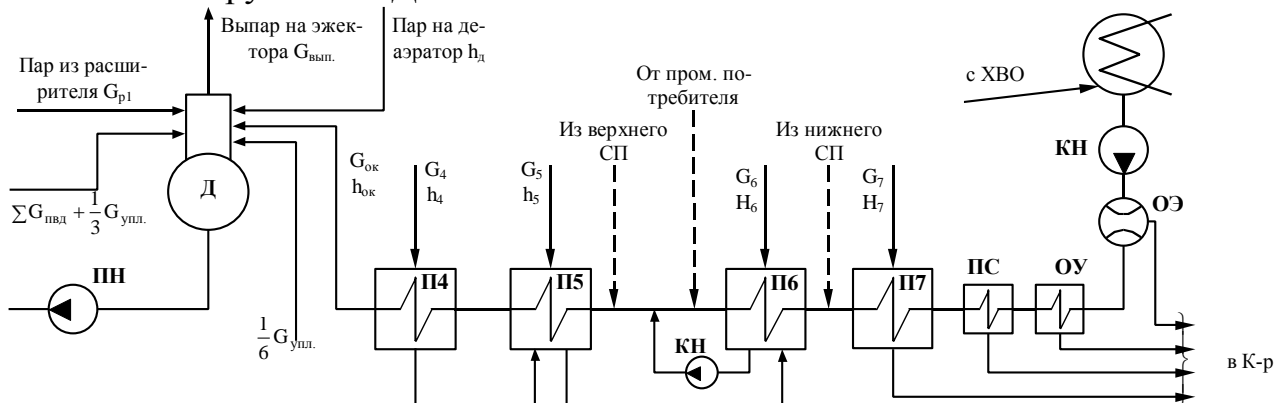


Рисунок 1.9 - Расчётная схема подогревателей низкого давления

Рассчитываем ПНД4. Расчёт основан на известных расходах воды из атмосферного деаэратора  $G_{в1,2}$  и из верхнего сетевого подогревателя  $G_{сп2}$ . Составляем уравнение теплового баланса:

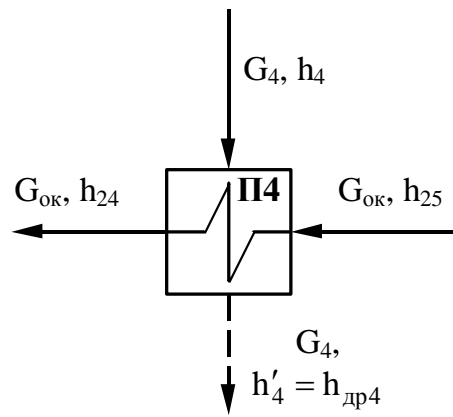


Рисунок 1.10 - Расчётная схема обвязки ПНД4

$$G_4 (h_4 - h_{др4}) \eta_{\Pi} = G_{ок} (h_{24} - h_{25}),$$

$$G_4 = \frac{G_{ок} (h_{24} - h_{25})}{(h_4 - h_{др4}) \eta_{\Pi}},$$

$$G_{ок} = 0,872 \cdot G_T, \quad h_{24} = 674 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{25} = 526 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$h_4 = 2840 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{др4} = 681 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad G_4 = 0,042 G_T.$$

Далее производим совместное решение системы из 2-х уравнений – для подогревателей П5 и П6, т.к. между ними стоит конденсатный насос КН. В этой системе 2 неизвестных:  $G_5$  и  $G_6$ .

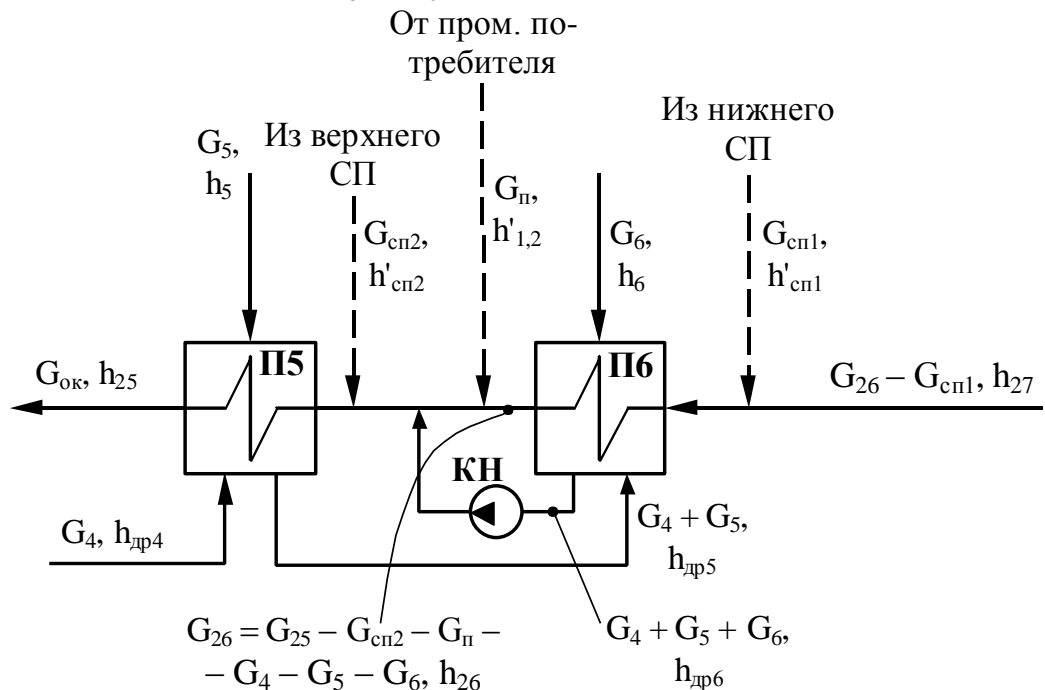


Рисунок 1.11 - Расчётная схема обвязки ПНД5 и ПНД6

$$\left\{ \begin{aligned} [G_5(h_5 - h_{др5}) + G_4(h_{др4} - h_{др5})] \eta_{п} &= G_{26}(h_{25} - h_{26}) + G_{сп2}(h_{25} - h'_{сп2}) + \\ &+ G_{п}(h_{25} - h'_{1,2}) + (G_4 + G_5 + G_6)(h_{25} - h_{др6}), \\ [G_6(h_6 - h_{др6}) + (G_4 + G_5)(h_{др6} - h_{др5})] \eta_{п} &= G_{26}h_{26} - G_{сп1}h'_{сп1} - (G_{26} - G_{сп1})h_{27}; \\ G_{26} &= G_{25} - G_{сп2} - G_{п} - G_4 - G_5 - G_6 = G_{ок} - G_{сп2} - G_{п} - G_4 - G_5 - G_6 = \\ &= 0,872G_T - 9,57 - 36,8 - 0,042G_T - (G_5 + G_6) = 0,83G_T - 45,5 - (G_5 + G_6), \\ h_5 &= 2712 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_6 = 2678 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \\ h_{др4} &= 681 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{др5} = 532 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{др6} = 409 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \\ h_{25} &= 526 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{26} = 399 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \\ h'_{сп1} &= 399 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h'_{сп2} = 526 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h'_{1,2} = 439,4 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \\ h_{27} &= h_{16} = C_p \cdot 95 = 397 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}. \end{aligned} \right.$$

Принимаем, что

Решаем совместно эти два уравнения, получим:

$$\begin{cases} G_5 = 0,036G_T - 2,9, \\ G_6 = 0,053G_T - 2,8; \end{cases}$$

Рассчитываем ПНД7.

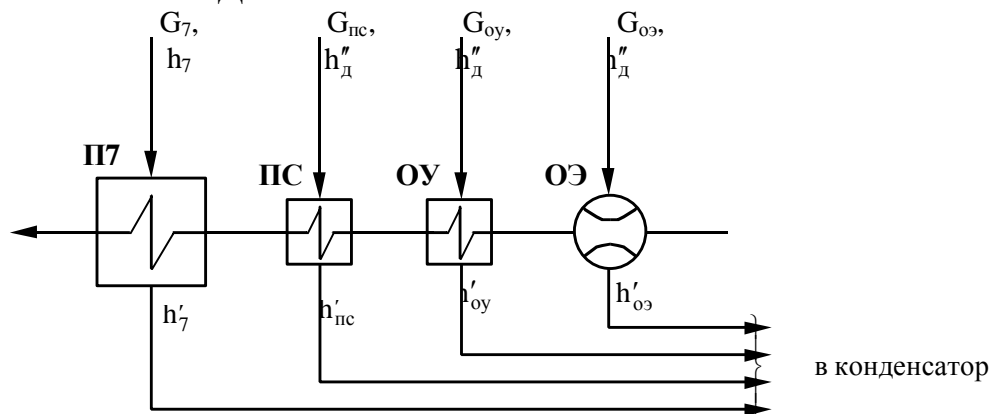


Рисунок 1.12 - Расчётная схема обвязки ПНД7

$$G_{пс} + G_{оу} = 0,01G_T, \quad G_{доб.в} = 0,0224G_T, \quad G_{оэ} = 0,002G_T, \\ G_{доб.в} = 0,0224G_T.$$

Принимаем, что давление в ПС, ОУ и ОЭ равно 1 ата.

$$h''_д = 2756,4 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h'_{пс} = h'_{оу} = h'_{оэ} = 418 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}, \quad h_{16} = 389 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$



Составляем уравнения теплового и материального балансов.

$$\left\{ \begin{aligned} G_7 (h_7 - h'_7) + (G_{пс} + G_{оу} + G_{оэ}) (h''_д - h'_{пс, оу, оэ}) &= \\ &= (G_к + G_{доб.в} + G_{пс} + G_7 + G_{оу} + G_{оэ}) (h_{27} - h'_к), \\ G_к + G_{доб.в} + G_{пс} + G_7 + G_{оу} + G_{оэ} &= \\ &= G_{ок} - G_{сп2} - G_{п} - G_4 - G_5 - G_6 - G_{сп1}; \end{aligned} \right.$$

Подставив значения и преобразовав, получаем:

$$\left\{ \begin{aligned} G_7 &= 0,136G_к - 0,009G_T, \\ G_к + G_7 &= 0,688G_T - 45,1; \\ G_7 &= 0,075G_T - 5,7, \\ G_к &= 0,612G_T - 48,6; \end{aligned} \right.$$

Определение расхода пара на турбину.

Расход пара на турбину определяется по формуле:

$$G_T = \frac{N_э}{(h_0 - h_к) \cdot \eta_M \cdot \eta_T} + \sum_{j=1}^n G_{отб_j} \cdot y_{отб_j}, \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

$$G_T = \frac{80\,000}{(3493 - 2601) \cdot 0,98} + \frac{\frac{1}{2}G_{упл.}}{2} \cdot 0,02G_T \cdot 1 + \frac{G_1}{0,054G_T} \cdot 0,73 +$$

$$+ \frac{G_2}{0,058G_T} \cdot 0,56 + \frac{G_3}{0,031G_T} \cdot 0,41 + \frac{G_4}{0,042G_T} \cdot 0,27 +$$

$$+ \frac{G_д + G_{п}}{(0,01G_T + 36,8)} \cdot 0,27 + \frac{G_5}{(0,036G_T - 2,9)} \cdot 0,20 +$$

$$+ \frac{G_6 + G_{сп2}}{(0,053G_T - 2,8 + 9,57)} \cdot 0,089 + \frac{G_7 + G_{сп1}}{(0,075G_T - 5,7 + 13,8)} \cdot 0 +$$

$$+ \frac{\frac{1}{2}G_{упл.}}{2} G_T \cdot 0,02 \cdot 0,27 + \frac{G_{п1}}{0,002G_T} \cdot 1 + \frac{G_{оэ}}{0,002G_T} \cdot 0,27 =$$

$$= 0,261G_T + 91,51 = G_T,$$

$$G_T = 124,9 \frac{\text{кг}}{\text{с}} = 450 \frac{\text{Т}}{\text{ч}}.$$

Расчет технико-экономических показателей ТУ.

$$G_0 = G_T + G_{упл.}^{пр.} = 1,02 \cdot G_T = 1,02 \cdot 124,9 = 127,3 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

$$\begin{aligned}
 Q_0 &= G_0 \cdot (h_0 - h_{\text{пв}}) = 127.4 \cdot (3493 - 1075) = 308 \text{ МВт}, \\
 Q_{\text{пр}} &= G_{\text{пр}} \cdot (h_{\text{пр}} - h_{\text{ок}}) = 38.3 \cdot (2967 - 399) = 98.3 \text{ МВт}, \\
 Q_{\text{т}} &= G_{\text{сп1}} \cdot (h_{\text{сп1}} - h_{\text{пнд1}}) + G_{\text{сп2}} \cdot (h_{\text{сп2}} - h_{\text{пнд2}}) = 55 \text{ МВт}, \\
 Q_{\text{отп.}} &= Q_{\text{пр.}} + Q_{\text{т}} = 98.3 + 55 = 153.3 \text{ МВт}, \\
 Q_{\text{э}} &= Q_0 - Q_{\text{отп.}} = 308 - 153.3 = 154.7 \text{ МВт}, \\
 \eta_{\text{э}} &= \frac{N_{\text{э}}}{Q_{\text{э}}} = \frac{80}{154.7} = 0.51, \\
 q_{\text{т}} &= \frac{3600}{\eta_{\text{э}}} = \frac{3600}{0.51} = 7200 \frac{\text{кДж}}{\text{кВт} \cdot \text{ч}}, \\
 \eta_{\text{тп}} &= 0.985, \\
 \eta_{\text{э}}^{\text{тэс}} &= \eta_{\text{э}} \cdot \eta_{\text{ка}} \cdot \eta_{\text{тп}} = 0.51 \cdot 0.92 \cdot 0.98 = 0.46, \\
 b_{\text{э}}^{\text{выр}} &= \frac{0.123}{\eta_{\text{э}}^{\text{тэс}}} = \frac{0.123}{0.46} = 0.267 \frac{\text{кг у.т.}}{\text{кВт} \cdot \text{ч}}, \\
 b_{\text{тэ}}^{\text{выр}} &= \frac{0.143}{\eta_{\text{ка}} \cdot \eta_{\text{тп}} \cdot \eta_{\text{п}}} = \frac{0.143}{0.92 \cdot 0.98 \cdot 0.98} = 161 \frac{\text{кг у.т.}}{\text{ГДж}}.
 \end{aligned}$$

Выбор основного оборудования.

Турбин:

Ведём по III режиму:

$Q^{\text{III}} = 563,963 \text{ МВт}$   $P_{\text{п}} = 1,3 \text{ МПа}$ , по [Л2], табл. 4.4. максимальная тепловая мощность ПТ-80/100-130/13 210 МВт.

Для обеспечения необходимых нагрузок выбираем 3 турбины ПТ-80/100-130/13.

Котлы:

По параметрам пара в турбине плюс запас на производительные нужды выбираем:

$$D_0^{\text{max}} = 470 \times 3 = 1410 \text{ т/ч};$$

$$D_{\text{к}} = D_0 \times (1 + \alpha + \beta),$$

где  $\alpha$  – запас на производственные нужды 3%;

$\beta$  – запас на собственные нужды 2%;

$$D_{\text{к}} = 1410 \times (1 + 0,03 + 0,02) = 1480,5 \text{ т/ч}.$$

Выбираем котлы БКЗ-420-140-5.

Номинальная паропроизводительность – 420 т/ч.

Давление – 14 МПа.

Топливо – каменный Экибастузский уголь количество 5 штук с учётом резерва.

Выбор вспомогательного оборудования.

На установках докритического давления по новым нормам устанавливается по одному насосу с электроприводом, а в качестве резерва<sup>б</sup> предусматривается один насос на складе на всю станцию.

Конденсатный насос выбирается с резервом, но в минимальном количестве (или 2 конденсатных насоса по 100% производительности, или 3 КН по 50% производительности). На ТЭЦ КН выбирается из расчёта конденсационного режима работы турбины. Производительность КН выбирается по максимальному расходу пара в конденсатор с запасом 10-20%.

Дренажные (сливные) насосы устанавливаются без резерва. На случай выхода из строя насоса предусматривается каскадная линия сброса дренажа в конденсатор.

Насосы для питания водой вспомогательных теплообменников (испарители, пароохладители), а также насосы после атмосферных деаэраторов, насосы бакового хозяйства выбираются преимущественно централизованно на всю станцию или её очередь с одним резервным насосом.

Регенеративные подогреватели ПВД и ПВД поставляют на станцию комплектно с турбиной и устанавливаются без резерва. Как правило применяется одноточечная схема ПВД.

Общая производительность деаэратора питательной воды выбирается по большему её расходу. На каждый блок следует устанавливать по одному деаэратору. Атмосферные и вакуумные деаэраторы устанавливаются на всю станцию в количестве не менее 2-х.

РОУ для резервирования отпуска пара на производство устанавливается по одной на каждую ступень отпускаемого пара. Производительность выбирается по расходу пара в отбор наиболее мощной турбины. РОУ для резервирования отопительных отборов не устанавливается.

СП на современных ТЭС со ступенчатым подогревом сетевой воды устанавливается индивидуально у каждой турбины без резервных корпусов (ремонт СП предусматривается в летний период).

Сетевые насосы выбираются в соответствии с гидравлическим расчётом и режимом работы тепловой сети. Предусматривается установка резервного СН на каждые 5 рабочих насосов.

На установках со ступенчатым подогревом сетевой воды сетевые насосы выбираются индивидуально. КН СП на нижней ступени подогрева сетевой воды выбирается с резервным насосом, на верхнем – без резервного насоса (предусматривается каскадный сброс дренажа на нижний СП).

Таблица 1.2 - Вспомогательное оборудование турбоустановки

Оборудование	Типоразмер	Завод изготов.
Конденсатор	80КЦС-1	ПОТ ЛМЗ
Основной эжектор конденсационного устройства (с холодильником)	ЭП-3-700-1(2шт)	ПОТ ЛМЗ

Охладитель пара из концевых камер уплотнений (с эжектором)	ПС-50-1	ПОТ ЛМЗ
Охладители пара из промежуточных камер уплотнений	ПН-130-16-10-П(ПНД2)	СЗЭМ
Подогреватели низкого давления	ПН-130-16-10-П ПН-130-16-10-П ПН-200-16-7-1 ПН-200-16-7-1	СарЗЭМ СарЗЭМ СарЗЭМ СарЗЭМ
Подогреватели, конденсат которых заканчивается сливными насосами.	ПНД2, ПСГ1, ПСГ2	СарЗЭМ
Деаэратор	ДП-500М-2	БКЗ
Подогреватели высокого давления	ПВ-425-230-23 ПВ-425-230-35 ПВ-500-230-50	ПО ТКЗ ПО ТКЗ ПО ТКЗ
Котлоагрегат	БКЗ-420	БКЗ
Вентиляторы	ВДН-20-ДУ	Барнаульский
Дымососы	Д-21,5*2У	Артемовский

### 1.3 Перерасчет тепловых нагрузок по режимам

$$Q_{\text{пу}} = Q_{\text{сп}} - Q_{\text{осп}} = 808,220 - 484,932 = 323,288 \text{ МВт.}$$

Перерасчет тепловых нагрузок по режимам.

I режим – максимально зимний.

$$Q_{\text{от.в.}}^I = Q_{\text{от.в.}}^{\text{max}} = 511,980 \text{ МВт;}$$

$$Q_{\text{гвс}}^I = Q_{\text{гвс}}^{\text{max}} = 296,240 \text{ МВт.}$$

Для I режима принимается  $t_{\text{п}}^{\text{н}} = -35^{\circ}\text{C}$  по [Л12], приложение А.

II режим – средняя температура самого холодного месяца  $t_{\text{сп}}^{\text{хм}} = -20^{\circ}\text{C}$ :

$$Q_{\text{от.в.}}^{\text{II}} = Q_{\text{от.в.}}^{\text{max}} \times (t_{\text{вн}} - t_{\text{сп}}^{\text{хм}}) / (t_{\text{вн}} - t_{\text{п}}^{\text{н}}) = 511,980 \times \frac{18 - (-20)}{18 - (-35)} = 367,080 \text{ МВт;}$$

$$Q_{\text{от.в.}}^{\text{II}} = Q_{\text{гвс}}^{\text{max}} = 296,240 \text{ МВт.}$$

По этой нагрузке выбираем котлы.

III режим средне-отопительный – средняя температура наружного воздуха за отопительный период (по этой нагрузке выбирает турбины):

$$t_{\text{сп}}^{\text{от}} = -7,1^{\circ}\text{C;}$$

$$Q_{\text{от.в.}}^{\text{III}} = Q_{\text{от.в.}}^{\text{max}} \times (t_{\text{вн}} - t_{\text{сп}}^{\text{от}}) / (t_{\text{вн}} - t_{\text{п}}^{\text{н}}) = 511,980 \times \frac{18 - (-7,1)}{18 - (-35)} = 242,466 \text{ МВт;}$$

$$Q_{\text{гвс}}^{\text{III}} = Q_{\text{гвс}}^{\text{max}} = 296,240 \text{ МВт;}$$

$$Q^{\text{III}} = Q_{\text{от.в.}}^{\text{III}} + Q_{\text{гвс}}^{\text{III}} = 242,466 + 296,240 = 538,706 \text{ МВт.}$$

IV режим – летний, соответствует нагрузке только горячего водоснабжения:

$$Q_{\text{гвс}}^{\text{IV}} = (t_{\text{гв}} - t_{\text{хв}}^{\text{летн}}) / (t_{\text{гв}} - t_{\text{хв}}^{\text{зим}}) \times Q_{\text{гвс}}^{\text{max}} = \frac{65 - 15}{65 - 5} \times 296,240 = 246,867 \text{ МВт.}$$

Таблица 1.3 Сводная таблица тепловых нагрузок потребителей.

Наименование потребителей	ед. изм.	I реж.	II реж.	III реж.	IV реж.
1) Пар на производство	т/ч	500	500	500	500
2) Отопление и вентиляция	МВт	511,98	367,08	242,466	-
3) Горячее водоснабжение	МВт	296,24	296,24	296,24	246,867
4) Итого по теплоносителю	МВт	808,22	663,32	538,706	246,867
В том числе по основным сетевым подогревателям	МВт	484,932	484,932	484,932	246,867
Пиковой сетевой установкой	МВт	323,288	178,388	53,774	-

#### 1.4 Расчет тепловой схемы ТЭЦ

Расход пара по котельной.

$$D'_k = (D_{k1} + D_{k2} + D_{k3} + D_{k4}) \times 1,03 = (420 + 420 + 420 + 420) \times 1,03 = 1730,4 \text{ т/ч,}$$

где  $D'_k$  - ориентировочный расход пара от котлов.

Расход пара на слив мазутохозяйство.

На ТЭЦ мазут марки М-100 применяется как растопочное топливо.

Расход мазута как растопочного топлива.

$$B_{раст\ ка} = \frac{D_{раст} \times (i_{пе} - i_{пв})}{Q_{рн} \times \eta_{ка}} = \frac{252 \times (3440,21 - 994,21)}{38940,1 \times 0,92} = 17,21 \text{ т/ч,}$$

$$\text{где } D_{раст} = ((30 \times 10^{(-3)}) / 100) \times (2 \times D_{ка}^{max}) = 0,6 \times 420 = 252 \text{ т/ч;}$$

$$i_{пе} = 3440,21 \text{ кДж/кг; } i_{пв} = 994,21 \text{ кДж/кг.}$$

Расход пара на слив мазута из железнодорожных цистерн.

Разогрев мазута в железнодорожной цистерне производится до  $t=60^{\circ}\text{C}$  путём подачи в мазут пара. На растопочных мазутохозяйствах ТЭЦ обычно для одновременного слива ставятся 5 железнодорожных цистерн, с расчётным временем слива 5 часов.

Расход пара на 5 железнодорожных цистерн при сливе.

$$D_{сл} = 5 \times (0,636 - 0,0106(\pm t_{нв})), \text{ т/ч.}$$

Рассчитываем по режимам.

$$\text{I - режим: } D_{сл}^I = 5 \times (0,636 - 0,0106 \times (-35)) = 5,035 \text{ т/ч;}$$

$$\text{II - режим: } D_{сл}^{II} = 5 \times (0,636 - 0,0106 \times (-20)) = 4,241 \text{ т/ч;}$$

$$\text{III - режим: } D_{сл}^{III} = 5 \times (0,636 - 0,0106 \times (-7,1)) = 3,556 \text{ т/ч;}$$

IV – режим:  $D_{\text{сл}}^{\text{IV}} = 5 \times (0,636 - 0,0106 \times (20)) = 2,120$  т/ч.

Расход пара на подогрев мазута в резервуарах мазутохранилища.

Растопочное мазутное хозяйство для ТЭЦ с общей паропроизводительностью котлов менее 4000 т/ч выполняется с тремя резервуарами ёмкостью по 1000 м<sup>3</sup>.

$$D_{\text{под}} = 3 \times (0,876 - 0,0146(\pm t_{\text{нв}})), \text{ т/ч.}$$

29

Рассчитываем по режимам.

I – режим:  $D_{\text{под}}^{\text{I}} = 3 \times (0,876 - 0,0146 \times (-30)) = 4,161$  т/ч;

II – режим:  $D_{\text{под}}^{\text{II}} = 3 \times (0,876 - 0,0146 \times (-20)) = 3,504$  т/ч;

III – режим:  $D_{\text{под}}^{\text{III}} = 3 \times (0,876 - 0,0146 \times (-7,1)) = 2,939$  т/ч;

IV – режим:  $D_{\text{под}}^{\text{IV}} = 3 \times (0,876 - 0,0146 \times (20)) = 1,752$  т/ч.

Расход пара на разогрев мазута для его подачи на форсунки.

$$D_{\text{раз}} = 0,0665 \times V_{\text{ка}} = 0,0665 \times 17,210 = 1,144 \text{ т/ч.}$$

Полный расход пара на мазутохозяйство.

$$D_{\text{мх}} = D_{\text{сл}} + D_{\text{под}} + D_{\text{раз}},$$

I – режим:  $D_{\text{мх}}^{\text{I}} = 5,035 + 4,161 + 1,144 = 10,340$  т/ч;

II – режим:  $D_{\text{мх}}^{\text{II}} = 4,241 + 3,504 + 1,144 = 8,889$  т/ч;

III – режим:  $D_{\text{мх}}^{\text{III}} = 3,556 + 2,939 + 1,144 = 7,639$  т/ч;

IV – режим:  $D_{\text{мх}}^{\text{IV}} = 2,120 + 1,752 + 1,144 = 5,016$  т/ч.

Расход пара на мазутохозяйство из отборов турбин.

$$D_{\text{отб}}^{\text{мх}} = (D_{\text{мх}} \times (i_{\text{мх}} - i_{\text{пв}})) / (i_{\text{отб}}^{\text{мх}} - i_{\text{пв}}), \text{ т/ч,}$$

где  $i_{\text{мх}} = 2927,925 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  при  $P = 1,4$  МПа;  $t = 250^{\circ}\text{C}$ ;

$i_{\text{отб}}^{\text{мх}} = 2966,021 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  при  $P = 1,3$  МПа;  $t = 265^{\circ}\text{C}$ ;

$i_{\text{пв}} = 994,173 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  по [Л4].

I – режим:  $D_{\text{отб}}^{\text{мх I}} = \frac{10,340 \times (2927,925 - 994,173)}{2966,021 - 994,173} = 10,140$  т/ч;

II – режим:  $D_{\text{отб}}^{\text{мх II}} = \frac{8,889 \times (2927,925 - 994,173)}{2966,021 - 994,173} = 8,717$  т/ч;

III – режим:  $D_{\text{отб}}^{\text{мх III}} = \frac{7,639 \times (2927,925 - 994,173)}{2966,021 - 994,173} = 7,491$  т/ч;

IV – режим:  $D_{\text{отб}}^{\text{мх IV}} = \frac{5,016 \times (2927,925 - 994,173)}{2966,021 - 994,173} = 4,919$  т/ч.

Расход питательной воды на охладитель.

$$G_{\text{пв}}^{\text{охл}} = D_{\text{мх}} - D_{\text{отб}}^{\text{мх}} \text{ т/ч,}$$

$G_{\text{пв I}}^{\text{охл}} = 10,340 - 10,140 = 0,200$  т/ч;

$G_{\text{пв II}}^{\text{охл}} = 8,889 - 8,717 = 0,172$  т/ч;

$G_{\text{пв III}}^{\text{охл}} = 7,639 - 7,491 = 0,148$  т/ч;

$G_{\text{пв IV}}^{\text{охл}} = 5,016 - 4,919 = 0,097$  т/ч.

Восполнение потерь конденсата на мазутохозяйстве.

Потери конденсата МХ:

$$G_{\text{мх}}^{\text{пот}} = 0,2 \times D_{\text{мх}}, \text{ т/ч,}$$

I – режим  $G_{\text{мх I}}^{\text{пот}} = 0,2 \times 10,340 = 2,068$  т/ч;

II – режим  $G_{\text{мх II}}^{\text{пот}} = 0,2 \times 8,889 = 1,778$  т/ч;

III – режим  $G_{\text{мх III}}^{\text{пот}} = 0,2 \times 7,639 = 1,528$  т/ч;

IV – режим  $G_{\text{мх IV}}^{\text{пот}} = 0,2 \times 5,016 = 1,003$  т/ч.

Расход тепла для подогрева, очистки и деаэрации добавочной воды цикла и подпитки тепловой сети.

30

Расход сырой воды:

$$G_{св} = 1,25(G_{сеп} + G_{ут} + G_{пот.кон} + G_{под.} + G^{пот}_{мх}), \text{ Т/ч.}$$

Расчёт сепаратора непрерывной продувки.

Количество отсепарированного пара.

$$D_{сеп} = G_{прод} \times ((i_{прод} \times \eta_{сеп} - i^в_{сеп}) / (i^п_{сеп} - i^в_{сеп})) = \frac{17,30 \times (1572,8 \times 0,98 - 670,4)}{2756 - 670,4} = 7,224 \text{ Т/ч.}$$

где продувка котлов  $G_{прод} = 0,01 \times D'_к = 0,01 \times 1730 = 17,300 \text{ Т/ч.}$

$i_{прод} = 1572,8 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  – энтальпия котловой воды;

$i^п_{сеп} = 2756 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  – энтальпия отсепарированного пара;

$i^в_{сеп} = 670,4 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  – энтальпия обеспариванной воды;

$\eta_{сеп} = 0,98$  – КПД сепаратора непрерывной продувки.

Количество отсепарированной воды:

$$G^в_{сеп} = G_{прод} - D_{сеп} = 17,300 - 7,224 = 10,076 \text{ Т/ч.}$$

Отсепарированный пар поступает в деаэратор питательной воды 0,6 МПа.

Отсепарированная вода отдаёт тепло в подогревателе сырой воды на ХВО I ступени.

$$Q^в_{сеп} = (G^в_{сеп} \times (i^в_{сеп} - t_{сеп}) \times 10^{(-3)}) / 3,6 = \frac{10,076 \times (670,4 - 209,2)}{1000 \times 3,6} = 1,291 \text{ МВт.}$$

Утечки пара и воды из цикла.

$$G_{ут} = 0,02 \times D'_к = 0,02 \times 1730 = 34,600 \text{ Т/ч.}$$

Невозврат конденсата с производства.

$$G^п_{пот.кон} = (1 - \kappa) \times D_{п} = (1 - 0,8) \times 500 = 100,00 \text{ Т/ч.}$$

Расход сырой воды для подпитки.

$$G_{св} = 1,25 \times (G^в_{сеп} + G_{ут} + G^п_{пот.кон} + G_{под.} + G^{пот}_{мх}), \text{ Т/ч.}$$

Для  $G^I_{св} = 1,25 \times (10,076 + 34,600 + 100,00 + 138,90 + 2,068) = 357,055 \text{ Т/ч.}$

$G^{II}_{св} = 1,25 \times (10,076 + 34,600 + 100,00 + 138,90 + 1,778) = 356,693 \text{ Т/ч.}$

$G^{III}_{св} = 1,25 \times (10,076 + 34,600 + 100,00 + 138,90 + 1,528) = 356,380 \text{ Т/ч.}$

$G^{IV}_{св} = 1,25 \times (10,076 + 34,600 + 100,00 + 138,90 + 1,003) = 355,724 \text{ Т/ч.}$

Тепло, необходимое для подогрева сырой воды на ХВО.

$$Q_{св} = G^н_{св} \times (t'^н_{св} - t^н_{св}) \times C_p - Q^в_{сеп}, \text{ МВт,}$$

$$Q^I_{св} = 357,055 \times (40 - 5) \times \frac{4,19 \times 10^{-3}}{3,6} - 1,03 = 13,515 \text{ МВт;}$$

$$Q^{II}_{св} = 356,693 \times (40 - 5) \times \frac{4,19 \times 10^{-3}}{3,6} - 1,03 = 13,500 \text{ МВт;}$$

$$Q^{III}_{св} = 356,380 \times (40 - 5) \times \frac{4,19 \times 10^{-3}}{3,6} - 1,03 = 13,488 \text{ МВт;}$$

$$Q^{IV}_{св} = 355,724 \times (40 - 5) \times \frac{4,19 \times 10^{-3}}{3,6} - 1,03 = 13,461 \text{ МВт.}$$

Расчёт вакуумного деаэратора подпитки цикла.

$$G^{цикл}_{подп.} = G^в_{сел} + G_{ут} + G^{пот}_{мх} + (D_{мх} - G^{пот}_{мх}) + G^п_{пот.кон.}, \text{ Т/ч,}$$

$$G_{\text{под}}^I = 10,076 + 34,600 + 2,068 + (10,340 - 2,068) + 100,00 = 155,016 \text{ Т/ч};$$

$$G_{\text{под}}^{II} = 10,076 + 34,600 + 1,778 + (8,889 - 1,778) + 100,00 = 153,565 \text{ Т/ч};$$

$$G_{\text{под}}^{III} = 10,076 + 34,600 + 1,528 + (7,639 - 1,528) + 100,00 = 152,315 \text{ Т/ч};$$

$$G_{\text{под}}^{IV} = 10,076 + 34,600 + 1,003 + (5,016 - 1,003) + 100,00 = 149,692 \text{ Т/ч}.$$

Расход воды в деаэратор подпитки цикла.

31

$$G_{\text{д}}^{\text{подп}} = G_{\text{подп}}^{\text{цикла}} + (1-k) \times D_{\text{п}}^{\text{max}}, \text{ Т/ч},$$

$$G_{\text{д I}}^{\text{подп}} = 155,016 + (1 - 0,8) \times 500 = 255,016 \text{ Т/ч};$$

$$G_{\text{д II}}^{\text{подп}} = 153,565 + (1 - 0,8) \times 500 = 253,565 \text{ Т/ч};$$

$$G_{\text{д III}}^{\text{подп}} = 152,315 + (1 - 0,8) \times 500 = 252,315 \text{ Т/ч};$$

$$G_{\text{д IV}}^{\text{подп}} = 149,692 + (1 - 0,8) \times 500 = 249,692 \text{ Т/ч}.$$

Температура воды деаэратора подпитки цикла.

$$t_{\text{деаэратора}}^{\text{в}} = \frac{(G_{\text{сел}} + G_{\text{ут}} + G_{\text{мх}}^{\text{пот}} + G_{\text{поткон}}^{\text{п}}) \times C_p \times t_{\text{ов}} + D_{\text{п}}^{\text{max}} \times k \times t_{\text{кон}}^{\text{п}} + (D_{\text{мх}} - G_{\text{мх}}^{\text{пот}}) \times C_p \times t_{\text{кон}}^{\text{мх}}}{G_{\text{д}}^{\text{подп}} \times C_p},$$

где  $C_p = 4,19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$  – теплоёмкость воды;

$t_{\text{ов}} = 38^{\circ}\text{C}$  – температура обессоленной воды;

$t_{\text{кон}}^{\text{п}} = 70^{\circ}\text{C}$  – температура конденсата с производства;

$t_{\text{кон}}^{\text{мх}} = 100^{\circ}\text{C}$  – температура с мх.

$$t_{\text{деаэратора I}}^{\text{в}} = \frac{(10,076 + 34,60 + 2,068 + 100,00) \times 4,19 \times 38 + 500 \times 0,8 \times 70 + (10,340 - 2,068) \times 4,19 \times 100}{255,016 \times 4,19} = 51,315^{\circ}\text{C};$$

$$t_{\text{деаэратора II}}^{\text{в}} = \frac{(10,076 + 34,60 + 1,778 + 100,00) \times 4,19 \times 38 + 500 \times 0,8 \times 70 + (8,889 - 1,778) \times 4,19 \times 100}{253,565 \times 4,19} = 51,107^{\circ}\text{C};$$

$$t_{\text{деаэратора III}}^{\text{в}} = \frac{(10,076 + 34,60 + 1,528 + 100,00) \times 4,19 \times 38 + 500 \times 0,8 \times 70 + (7,639 - 1,528) \times 4,19 \times 100}{252,315 \times 4,19} = 50,926^{\circ}\text{C};$$

$$t_{\text{деаэратора IV}}^{\text{в}} = \frac{(10,076 + 34,60 + 1,003 + 100,00) \times 4,19 \times 38 + 500 \times 0,8 \times 70 + (5,016 - 1,003) \times 4,19 \times 100}{249,692 \times 4,19} = 50,541^{\circ}\text{C};$$

Количество пара в деаэратор подпитки цикла.

По [Л2], таблица 3-45, №п/п 29, ф-ла 3-13.

$$D_{\text{д}}^{\text{подп}} = \frac{G_{\text{д}}^{\text{подп}} \times 4,2 \times (t_{\text{деаэр.п}}^{\text{в}} - 38 \times 0,98)}{2880,00 - 4,2 \times 38 \times 0,980}, \text{ Т/ч}.$$

$$D_{\text{д I}}^{\text{подп}} = \frac{255,016 \times 4,2 \times (51,315 - 38 \times 0,98)}{2880,00 - 4,2 \times 38 \times 0,980} = 5,535 \text{ Т/ч}.$$

$$D_{\text{д II}}^{\text{подп}} = \frac{253,565 \times 4,2 \times (51,107 - 38 \times 0,98)}{2880,00 - 4,2 \times 38 \times 0,980} = 5,422 \text{ Т/ч}.$$

$$D_{\text{д III}}^{\text{подп}} = \frac{252,315 \times 4,2 \times (50,926 - 38 \times 0,98)}{2880,00 - 4,2 \times 38 \times 0,980} = 5,325 \text{ Т/ч}.$$

$$D_{\text{д IV}}^{\text{подп}} = \frac{249,692 \times 4,2 \times (50,541 - 38 \times 0,98)}{2880,00 - 4,2 \times 38 \times 0,980} = 5,121 \text{ Т/ч}.$$

Расчёт вакуумного деаэратора подпитки теплосети.

Расход сетевой воды для подогрева и деаэрации подпитки теплосети.

$$G_{\text{сет.в}} = \frac{G_{\text{под}} \times (i'_{\text{д}} - 159)}{i_{\text{сет.в}} - 167}, \text{ Т/ч},$$

где  $i'_{\text{д}} = 167,60 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  – энтальпия перегретой воды;

$i_{\text{сет.в}} = 481,90 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  – энтальпия сетевой воды.



$$G_{\text{сет.в}}^I = \frac{255,016 \times (167,60 - 159)}{481,90 - 167} = 6,956 \text{ т/ч};$$

$$G_{\text{сет.в}}^{II} = \frac{253,565 \times (167,60 - 159)}{481,90 - 167} = 6,925 \text{ т/ч};$$

$$G_{\text{сет.в}}^{III} = \frac{252,315 \times (167,60 - 159)}{481,90 - 167} = 6,891 \text{ т/ч};$$

$$G_{\text{сет.в}}^{IV} = \frac{249,692 \times (167,60 - 159)}{481,90 - 167} = 6,819 \text{ т/ч}.$$

Расчёт эжекторов вакуумных деаэраторов.

Расход пара на эжектора.

$$D_{\text{п}}^{\text{эж}} = u \times D_{\text{д.}}^{\text{подп.}}, \text{ т/ч},$$

где  $u = 0,30$  – коэффициент инжекции.

$$D_{\text{п I}}^{\text{эж}} = 0,30 \times 5,535 = 1,661 \text{ т/ч};$$

$$D_{\text{п II}}^{\text{эж}} = 0,30 \times 5,422 = 1,627 \text{ т/ч};$$

$$D_{\text{п III}}^{\text{эж}} = 0,30 \times 5,325 = 1,598 \text{ т/ч};$$

$$D_{\text{п IV}}^{\text{эж}} = 0,30 \times 5,121 = 1,536 \text{ т/ч}.$$

Этот пар идёт в теплообменник, а конденсат поступает в деаэратор подпитки цикла.

$$D_{\text{п}} = \frac{G_{\text{под}}^n \times (i_{\text{др}} - i_{\text{в}})}{i_{\text{п}} - i_{\text{др}}} = \frac{G_{\text{под}}^n \times (665,00 - 628,00)}{i_{\text{п}} - 665,00}, \text{ т/ч},$$

где  $i_{\text{п}} = 2833,00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  при  $P = 0,5$  МПа.

$$D_{\text{п}}^I = \frac{155,016 \times (665,00 - 628,00)}{2833,00 - 665,00} = 2,646 \text{ т/ч}.$$

$$D_{\text{п}}^{II} = \frac{153,565 \times (665,00 - 628,00)}{2833,00 - 665,00} = 2,621 \text{ т/ч}.$$

$$D_{\text{п}}^{III} = \frac{152,315 \times (665,00 - 628,00)}{2833,00 - 665,00} = 2,599 \text{ т/ч}.$$

$$D_{\text{п}}^{IV} = \frac{149,692 \times (665,00 - 628,00)}{2833,00 - 665,00} = 2,555 \text{ т/ч}.$$

Расход пара на деаэрацию подпиточной воды в деаэраторе 0,6 МПа.

$$D_{\text{п}}^{0,6} = \frac{G_{\text{д}}^I \times (i_{\text{дв}} - i_{\text{др}})}{i_{\text{д}} - i_{\text{дв}}}, \text{ т/ч}.$$

где  $i_{\text{д}} = 3003,200 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;  $i_{\text{дв}} = 667,00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;

$$D_{\text{п I}}^{0,6} = \frac{255,016 \times (667,00 - 665,00)}{3003,200 - 667,00} = 0,218 \text{ т/ч};$$

$$D_{\text{п II}}^{0,6} = \frac{253,565 \times (667,00 - 665,00)}{3003,200 - 667,00} = 0,217 \text{ т/ч};$$

$$D_{\text{п III}}^{0,6} = \frac{252,315 \times (667,00 - 665,00)}{3003,200 - 667,00} = 0,216 \text{ т/ч};$$

$$D_{\text{п IV}}^{0,6} = \frac{249,692 \times (667,00 - 665,00)}{3003,200 - 667,00} = 0,214 \text{ т/ч}.$$

Расход пара на калориферы котлов.

$$Q_{\text{кал}} = D'_{\text{к}} \times q_{\text{кал}}, \text{ кВт},$$

$$Q_{\text{кал}}^I = 1730,40 \times 108 = 186883,20 \text{ кВт};$$

$$Q_{\text{кал}}^{II} = 1730,40 \times 82 = 141892,80 \text{ кВт};$$

$$Q_{\text{кал}}^{III} = 1730,40 \times 73 = 126319,20 \text{ кВт};$$

$$Q_{\text{кал}}^{IV} = 1730,40 \times 50 = 86520,00 \text{ кВт}.$$

Расход пара на подогреватель от РОУ.

$$D^{\text{роу}}_{0,12} = \frac{Q_{\text{кал}}^n}{(i_{\text{п}} - 439) \times 0,98}, \text{ Т/ч.}$$

где  $i_{\text{п}} = 2683,00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ .

$$D^{\text{роу I}}_{0,12} = \frac{186883,20}{(2683,00 - 439) \times 0,98} = 84,981 \text{ Т/ч;}$$

$$D^{\text{роу II}}_{0,12} = \frac{141892,80}{(2683,00 - 439) \times 0,98} = 64,523 \text{ Т/ч;}$$

$$D^{\text{роу III}}_{0,12} = \frac{126319,20}{(2683,00 - 439) \times 0,98} = 57,441 \text{ Т/ч;}$$

$$D^{\text{роу IV}}_{0,12} = \frac{86520,00}{(2683,00 - 439) \times 0,98} = 39,343 \text{ Т/ч.}$$

Расход пара на РОУ 1,4/0,12 МПа.

$$D^{\text{роу}}_{1,4} = \frac{D_{0,12} \times (i_{\text{п}} - i_{\text{пв}})}{i_{\text{п}}^{1,4} \times \eta_{\text{роу}} - i_{\text{пв}}}, \text{ Т/ч,}$$

где  $i_{\text{пв}} = 994,00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;

$i_{\text{п}} = 2683,00 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;

$i_{\text{п}}^{1,4} = 3003,20 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;

$\eta_{\text{роу}} = 0,98$  по [ЛЗ], таблица 3-4 б, № п/п 99.

$$D^{\text{роу I}}_{1,4} = \frac{84,981 \times (2683,00 - 994,00)}{3003,2 \times 0,98 - 994,00} = 73,639 \text{ Т/ч;}$$

$$D^{\text{роу II}}_{1,4} = \frac{64,523 \times (2683,00 - 994,00)}{3003,2 \times 0,98 - 994,00} = 55,912 \text{ Т/ч;}$$

$$D^{\text{роу III}}_{1,4} = \frac{57,441 \times (2683,00 - 994,00)}{3003,2 \times 0,98 - 994,00} = 49,775 \text{ Т/ч;}$$

$$D^{\text{роу IV}}_{1,4} = \frac{39,343 \times (2683,00 - 994,00)}{3003,2 \times 0,98 - 994,00} = 34,092 \text{ Т/ч.}$$

Расход питательной воды на РОУ 1,4/0,12.

$$G^{\text{роу}}_{\text{пв}} = D^{\text{роу}}_{0,12} - D^{\text{роу}}_{1,4}, \text{ Т/ч,}$$

$$G^{\text{роу I}}_{\text{пв}} = 84,981 - 73,639 = 11,342 \text{ Т/ч;}$$

$$G^{\text{роу II}}_{\text{пв}} = 64,523 - 55,912 = 8,611 \text{ Т/ч;}$$

$$G^{\text{роу III}}_{\text{пв}} = 57,441 - 49,775 = 7,672 \text{ Т/ч;}$$

$$G^{\text{роу IV}}_{\text{пв}} = 39,343 - 34,092 = 5,251 \text{ Т/ч.}$$



Таблица 1.4 - Сводная таблица тепловых нагрузок внешних потребителей собственных нужд ТЭЦ

Наименование величин	Обозн.	Изм.	Расчёт или пояснение	Режимы			
				I	II	III	IV
1. Нагрузка по пару из производственного отбора $P_{\text{п}}=1,3$ МПа							
а) Расход пара на производство	$D_{\text{п}}^{\text{max}}$	т/ч	задание	500	500	500	500
б) Расход пара на мазутохозяйство	$D_{\text{мх}}$	т/ч	$D_{\text{мх}} = D_{\text{сп}} + D_{\text{под}} + D_{\text{раз}}$	10,34	8,889	7,639	5,016
в) Расход пара на эжекторы вакуумного деаэратора	$D_{\text{п}}^{\text{эж}}$	т/ч	из расчёта	1,661	1,627	1,598	1,536
г) Расход пара на подогрев подпиточной воды	$D_{\text{п}}$	т/ч	из расчёта	0,218	0,217	0,216	0,214
Итого:	$D_{\text{п}}^{1,3}$	т/ч	$D_{\text{п}}^{1,3} = D_{\text{п}}^{\text{max}} + D_{\text{мх}} + D_{\text{п}}^{\text{эж}} + D_{\text{п}}$	512,219	510,733	509,453	506,766
2. Нагрузка внешних потребителей и собственных нужд из теплофикационного отбора	$Q_{\text{осп}}$	МВт	расчёт, табл. 1	484,932	484,932	484,932	246,867
3. Нагрузка покрываемая ПВК	$Q_{\text{пвк}}$	МВт	расчёт, табл. 1	323,288	178,388	53,774	-
Итого:	$Q_{\text{тэц}}$	МВт	$Q_{\text{тэц}} = Q_{\text{осп}} + Q_{\text{пвк}}$	808,22	663,32	538,706	246,867

Источник и покрытия нагрузок: турбины, котлы	I режим					II режим					III режим					летний				
	D <sub>п</sub>	Q <sub>отб</sub>	D <sub>о</sub>	N <sub>э</sub>	Q <sub>ПВК</sub>	D <sub>п</sub>	Q <sub>отб</sub>	D <sub>о</sub>	N <sub>э</sub>	Q <sub>ПВК</sub>	D <sub>п</sub>	Q <sub>отб</sub>	D <sub>о</sub>	N <sub>э</sub>	Q <sub>ПВ</sub> к	D <sub>п</sub>	Q <sub>отб</sub>	D <sub>о</sub>	N <sub>э</sub>	Q <sub>п</sub> вк
	т/ч	МВт	т/ч	М Вт	МВт	т/ч	МВт	т/ч	М Вт	МВт	т/ч	МВт	т/ч	М Вт	МВ т	т/ч	МВт	т/ч	М Вт	М Вт
1. Тепловые нагрузки, требующи е покрытия	512,2 19	484,9 32			323,2 88	510,7 33	484,9 32			178,3 88	509,4 53	484,9 32			53,7 44	506,7 66	246,8 67			
2. Покрытие тепловых нагрузок																				
1) ПТ- 80/100- 130/13	170,5	160,6	42 0	80		170,1	160,6	42 0	80		169,7	160,6	42 0	80		168,8	78,5	42 0	80	
2) ПТ- 80/100- 130/13	170,5	160,6	42 0	80		170,1	160,6	42 0	80		169,7	160,6	42 0	80		168,8	78,5	42 0	80	
3) ПТ- 80/100- 130/13	170,5	160,6	42 0	80		170,1	160,6	42 0	80		169,7	160,6	42 0	80		168,8	78,5	42 0	80	
Итого:																				
3. Котлоагре гаты																				
№1 БКЗ- 420-140			42 0					42 0					42 0					42 0		

ДП.5В071700.ДО.ПЗ.

№2 БКЗ-420-140			42 0					42 0					42 0					42 0		
№3 БКЗ-420-140			42 0					42 0					42 0					42 0		
№4 БКЗ-420-140			42 0					42 0					-					-		
№5 БКЗ-420-140			42 0					-					-					-		
Итого:			21 00					16 80					12 60					12 60		

ДП.5В071700.ДО.ПЗ.

## 2 Описание основного и вспомогательного оборудования ТЭЦ

### 2.1 Краткое описание оборудование котлоагрегата

Котельный агрегат типа БКЗ-420-140-5 однобарабанный, вертикально-водотрубный, с естественной циркуляцией; крупноблочной конструкции с применением газоплотных панелей, предназначенных для получения пара высокого давления при сжигании экибастузского каменного угля марки «СС» при сухом шлакаудолени.

Котёл спроектирован для работы со следующими параметрами:

- Производительность – 420 тонн/час;
- Давление пара в барабане – 159 кгс/см<sup>2</sup>;
- Давление перегретого пара за паровой задвижкой – 140 кгс/см<sup>2</sup>;
- Температура перегретого пара – 560<sup>0</sup>С;
- Температура питательной воды - 230<sup>0</sup>С.

Компоновка котлоагрегата выполнена по Т-образной схеме.

Топочная камера представляет собой первый подъёмный газоход. В опускных газоходах слева и справа от топочной камеры расположены конвективные поверхности пароперегревателя и вторая ступень экономайзера. В вынесенной конвективной шахте расположены первая ступень экономайзера и две ступени воздухоподогревателя.

Водяной объём котла – 86 м<sup>3</sup>.

Паровой объём котла – 68 м<sup>3</sup>.

Топочная камера. Топочная камера открытого типа полностью экранирована гладкими трубами 60×6, сталь 20, с шагом 80 мм с вваркой полос между ними (плавником).

Боковые экраны в нижней части образуют скат холодной воронки. Вверх топки и горизонтальных газоходов закрыты трубами потолочного пароперегревателя. Топочная камера конструктивно разделена на две половины. Верхняя часть и топка в горизонтальном сечении по осям труб противоположных экранов имеет размеры 15420×8980 мм. Объём топочной камеры составляет 1992 м<sup>3</sup>.

Допускается кратковременная работа котла с температурой питательной воды 160<sup>0</sup>С. При снижении производительности котла. Топочная камера оборудована восемью двух топочными пылеугольными горелками, расположенными на боковых стенах топки в один ярус. Для растопки котла предусмотрены мазутные форсунки паро-механического распыливания, встроенные в пылеугольные горелки. Производительность одной форсунки 300-1300 кгс/час, давление мазута 5÷20 кгс/см<sup>2</sup>, давление пара – 1,5 кгс/см<sup>2</sup>. Для обеспечения плотности горелки приварены к экранам, при тепловых расширениях экранов перемешаются вместе.

Подвод воды к нижним камерам топочных блоков от барабана осуществляется через стояки труб 219×18, сталь 20 и трубы 150×14, сталь 20.

Прочность и жёсткость стен топочной камеры обеспечивается поясами жёсткости. Из швеллеров-бандажей вынесенные из изоляции двухтавровых

балок состоят пояса жёсткости. По углам балки поясов жёсткости шарнирно связаны между собой, что обеспечивает свободное расширение экранов.

Котёл имеет один сварной барабан внутренним диаметром 1600 мм с толщиной стенки 115 мм, выполненной из стали 16ГНМА. Длина цилиндрической части барабана 19400 мм.

## 2.2 Турбогенератор

Турбины с двумя регулируемыми отборами пара. Турбина с двумя промежуточными отборами пара отличается от турбины с одним регулируемым отбором пара наличием второго регулируемого отбора. Обычно такие турбины выполняются с конденсацией, отбор низкого давления используется для отопления, а отбор высокого давления – для промышленных целей. Конструктивно турбина с двумя отборами пара состоит из ЦВД, ЦСД и ЦНД. Регулирующие клапаны ЦВД задают общий расход пара через турбину, регулирующей ЦСД распределяют поток пара между потребителем пара высокого давления и ЦСД, а регулирующие клапаны ЦНД – между потребителем пара низкого давления и ЦНД.

Система регулирования турбины с двумя отборами пара выполняется связанной и позволяет независимо регулировать давление в двух отборах и мощность турбины.

Турбина ПТ-80/100-130/13.

Турбину можно рассматривать как модернизированную турбину ПТ-60/75-130/13, модернизация её столь значительна, что по существу эта новая турбина.

Мощность, МВт:

- Номинальная – 80;
- Максимальная – 100;
- Частота вращения, 1/с – 50.

Начальные параметры пара:

- Давление, МПа – 12,8;
- Температура, °С – 555.

Пределы изменения давления пара в регулируемом отборе, кПа:

- Верхнего – 49-245;
- Нижнего – 29-98;
- Тепловая нагрузка, ГДж/ч – 284.

Номинальный расход отбираемого пара, кг/с:

- Производственный – 51,3;
- Число отборов пара на регенерацию – 7;
- Температуры питательно воды, °С – 249;
- Расход охлаждающей воды через конденсатор, т/ч – 8000;
- Расчётная температура охлаждающей воды, °С – 20;
- Максимальный расход свежего пара, кг/с – 130;
- Длина рабочего лопатки последней ступени - 665 см;



- Средний диаметр последней ступени, мм – 2000;
- Длина турбины, м – 14,845;
- Удельный расход пара, кг/(кВт·ч) – 5,6;
- Удельная масса турбины, кг/кВт – 3,53.

### 2.3 Тягодутьевые установки

Котельная установка оборудована двумя дутьевыми вентиляторами типа ДН-26ГМ с характеристикой при рабочем режиме: производительность с запасом 10% Д-232000 м<sup>3</sup>. Полный напор при температуре рабочей среды 30<sup>0</sup>С и указанной производительностью 535÷565 кгс/м<sup>2</sup>, число оборотов 744/595 оборотов/минуту.

Регулирование производительности вентилятора осуществляется осевым направляющим аппаратом и переключением скоростей электродвигателя.

Забор холодного воздуха производится из верхней части котельной или снаружи её. Для поддержания требуемой температуры воздуха 30<sup>0</sup>С на входе и для предотвращения перегрева трубок воздухоподогревателя в период растопки котла из-за малых расходов воздуха предусмотрена линия рециркуляции горячего воздуха всос дутьевого вентилятора.

Для отсоса дымовых газов из котла установлены два дымососа. Для очистки газов предусмотрены золоуловители типа МВ ОУ ОРГРЭС с трубами Вентури. Дымосос типа ДН-26×2×0,62 с характеристикой при рабочем режиме: производительность с запасом 10% -310000 м<sup>3</sup>/час, полный напор при температуре рабочей среды 78<sup>0</sup>-81<sup>0</sup>С и указанной производительности 430÷530 кгс/м<sup>2</sup> число оборотов электродвигателя 744/595 оборотов/минуту.

Регулирование производительности дымососа осуществляется осевым направляющим аппаратом и переключением скоростей электродвигателя.

### 2.4 Система пылеприготовления

Система пылеприготовления нужна для приготовления угольной пыли и подачи её в топку для сжигания. Топливо из бункера сырого угля (БСУ) поступает в питатель сырого угля (ПСУ), который регулирует количество подаваемого в мельницу топлива. Производительность ПСУ регулируется изменением числа оборотов и регулятором толщины слоя (на скребковых ПСУ). Для уплотнения валов мельницы осуществлён подвод воздуха от коллекторов ВУМ-(ов). На каждую мельницу установлено по одному вентилятору горячего дутья (ВДН-15). Поток воздуха подхватывает пыль, заносит её в сепаратор центробежного типа, где происходит отсеивание крупных фракций и возврат их в мельницу. Мелкая пыль из сепаратора по четырём пылепроводам подаётся в топку через вихревые топочные горелки. Тонина помола пыли регулируется изменением угла поворота лопаток сепаратора, перекрытие лопаток на двадцать пять – тридцать процентов обеспечивает приготовление наиболее тонкой готовой пыли.

Характеристика оборудования.

Мельница.

Тип – ММТ – 2000/2590/750К;

Завод-изготовитель –Сызранский турбостроительный завод;

Производительность – 25 т/ч;

Длина вала ротора – 2590 мм;

Диаметр ротора – 2000 мм;

Количество БИЛ (в круговом ряду на количество рядов)  $6 \times 20 = 120$ ;

Максимальная температура сушильного агента перед мельницей -  $450^{\circ}\text{C}$ ;

Смазка подшипников – консистентная;

Тип электродвигателя – ДА 302-17-44-8У1;

Мощность, кВт – 800;

Напряжение, В – 6000;

Допускаемое давление сушильно-вентилирующего агента –  $1000 \text{ кгс/м}^2$ ;

Расход сушильно-вентилирующего агента на выходе из сепаратора  $42 \div 50$  тыс.  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

Аэродинамическое сопротивление мельницы с сепаратором –  $160 \text{ кгс/см}^2$ ;

Удельный расход электрической энергии, кВт/т – 20,0.

Питатель сырого угля (ПСУ).

Тип – скребковый СПУ  $700 \times 600$ , шнековый;

Производительность – до 400 т/ч;

Вентилятор горячего дутья.

Тип – ВГДН-15;

Производительность -  $45 \div 50 \times 10^3 \text{ м}^3/\text{час}$ ;

Полный напор при номинальной производительности – 404 мм. водного столба;

Температура рабочей среды –  $400^{\circ}\text{C}$ ;

Число оборотов – 1500 оборотов/минуту;

Тип электрического двигателя – АОЗ-315М;

Мощность – 200 кВт;

Регулировка производительности ВГДН осуществляется осевым направляющим аппаратом.

Питательный насосный агрегат ПЭ 500-180-3 предназначен для питания паровых котлов с абсолютным давлением пара  $140 \text{ кг/см}^2$   $t = 570^{\circ}\text{C}$ .

Высоконапорный, центробежный, горизонтальный, одиннадцати ступенчатый, двухкорпусного исполнения, с внутренним корпусом секционного типа с отбором от III ступени.

Техническая характеристика.

Подача,  $\text{м}^3/\text{ч}$  – 500;

Напор насоса, м.ст.ж -  $1975 \pm 3\%$ ;

Напор сверх упругости паров перекачиваемой жидкости, м.стж – 15;

Температура перекачиваемой жидкости  $^{\circ}\text{C}$  – 160;  
Давление во Входном патрубке,  $\text{кгс}/\text{см}^2$  – 6,70;  
Давление в напорном патрубке,  $\text{кгс}/\text{см}^2$  – 186,70;  
Скорость вращения насоса, оборотов/минуту – 2985;  
Мощность, потребляемая насосом, кВт – 3150;  
Электродвигатель – 2АЗМ 4000/6000.

Техническая характеристика ПСВ.  
Тип ПСВ 500.

Поверхность нагрева:  $500 \text{ м}^2$ .  
Рабочее давление по сетевой воде:  $23 \text{ кгс}/\text{см}^2$ ;  
Рабочее давление по греющему пару:  $14 \text{ кгс}/\text{см}^2$ ;  
Пропускная способность по сетевой воде –  $1800 \text{ м}^3/\text{час}$ .  
Техническая характеристика охладителя конденсата.

Тип ПС-250 – горизонтальный;  
Поверхность охлаждения:  $250 \text{ м}^2$ ;  
Рабочее давление по сетевой воде –  $23 \text{ кгс}/\text{см}^2$ ;  
Рабочее давление корпуса –  $14 \text{ кгс}/\text{см}^2$ .  
Техническая характеристика конденсатных насосов.

Тип КС-80-155;  
Производительность –  $80 \text{ м}^3/\text{час}$ ;  
Давление -  $155 \text{ кгс}/\text{см}^2$ .

Растопочная РРОУ (редукционно-охладительная установка)  
предназначена:

1. Брать нагрузку от любого из растапливаемых котлов с целью набора последними проектных параметров котла.
2. Для резервирования подачи пара на производство, мазутохозяйство, в коллектор 7 ата и к деаэратору вакуумному подпитки котлов ДСВ – 400.

Растопочная РРОУ 140/10÷16/РОУ-IV ВАЗ производительность 150 т/час.

Параметры пара:

- А) Давление на РОУ –  $140 \text{ кг}/\text{см}^2$ ;
- Б) Температуры до РОУ –  $560^{\circ}\text{C}$ ;
- В) Давление после РОУ –  $10 \div 16 \text{ кг}/\text{см}^2$ ;
- Г) Температура после РОУ –  $290^{\circ}\text{C}$ .

Параметры впрыскиваемой воды:

Давление –  $55 \text{ кг}/\text{см}^2$ ;  
Температура –  $160^{\circ}\text{C}$ .

Производительность РОУ определяется количеством пара, проходящего через редукционный клапан и количеством воды, впрыскиваемой через охладительное устройство и испаряемой в РОУ для снижения температуры пара.

Редукционно-охлаждающая установка оборудована устройством для автоматического регулирования давления и температуры редукционного пара, которое поддерживает заданное давление с точностью до  $\pm 0,5$  ата. И температуру за пароохладителем с точностью до  $\pm 5^{\circ}\text{C}$ . Приводы регуляторов позволяют осуществлять дистанционное или ручное регулирование.

При работе установки заданное давление поддерживается регулятором давления с помощью дроссельного клапана. Для уменьшения шумов в помещении непосредственно за дроссельным клапаном устанавливается шумопоглотитель – две конусные решётки, в которых насверлены отверстия диаметром три миллиметра и смесительная трубка, исключая мгновенное расширение пара, вызывающие шум.

Охлаждение пара до нужной температуры осуществляется впрыскиванием питательной воды от промступени ПЭНа через форсунки, работающие на принципе механического распыления.

### **3 Бизнес – план строительства ТЭЦ в городе Астане**

#### **3.1 Резюме**

Цель проекта.

Строительство новой ТЭЦ для обеспечения тепловой и электрической энергии нового района в городе Астана.

Потребность в финансах.

Общая стоимость проекта составляет 24857,306 миллионов тенге или 75 миллионов 98 тысяч долларов. Стоимость доллара США принимать из расчета нынешнего курса – 331 тенге (по данным на 6 июня 2018 года).

Основной источник финансирования – кредит банка.

Цели и задачи.

Бизнес – план составлен для оценки перспективы строительства ТЭЦ. Основная цель проекта обеспечение новых районов города Астаны тепловой и электрической энергиями в полном объеме.

Характеристика отрасли.

ТЭЦ города Астана входит в единую энергосистему Казахстана.

В проекте предусматривается установка трёх турбогенераторов ПТ-80/100-130/13 ЛМЗ, пяти котлоагрегатов БКЗ-420-140.

Анализ рынка топлива.

В качестве основного топлива предусматривается уголь Экибастузский марки «СС».

Стоимостью 1900 тг/т.н.т.

Расстояние до поставщика 300 км.

Финансовый раздел.

Потоки денежных средств.

Для реализации проекта предполагается использовать валютный кредит Азиатского Банка Развития (АБР) под 12% годовых для закупки основного и вспомогательного оборудования. Полная выплата банку с прибыли находится за пределами инвестиционного проекта.

Маркетинг.

Прогнозирование рынка сбыта в городе Астана основным источником теплоснабжения является ТЭЦ-1, ТЭЦ-2 и ряд районных котельных. В связи с централизацией теплоснабжения и с целью улучшения экологического состояния воздушного бассейна города котельные с физическим устаревшим оборудованием будут демонтированы. На первой очереди ТЭЦ-1, построенной в 1946 году предусмотрено обновление оборудования. Расширение и реконструкция ТЭЦ-2 определено в три пусковых комплекса со сроками ввода.

- пусковой комплекс для установки к.а. ст.№7, т.а. ст.№5 - 2012г.
- пусковой комплекс для установки к.а. ст.№8, та. ст.№6-2014г.
- пусковой комплекс для установки в.к. ст.№5, 6 - 2016г.

Установленная мощность ТЭЦ-2, в соответствии с проектом расширения, должна составлять:

электрическая 600 МВт;  
тепловая 2250 Гкал/ч.

### 3.2 Техничко-экономические показатели

Отпуск тепла на коммунальные-бытовое потребление.

Определяется по годовому графику тепловых нагрузок.

$$Q_{\text{пвк}}^{\text{Г}} = 348992 \frac{\text{МВт}}{\text{год}} = 1256371 \frac{\text{ГДж}}{\text{год}} = 299850 \frac{\text{Гкал}}{\text{год}};$$

$$Q_{\text{отб}}^{\text{Г}} = 3508729 \frac{\text{МВт}}{\text{год}} = 12631424,4 \frac{\text{ГДж}}{\text{год}} = 3016963,887 \frac{\text{Гкал}}{\text{год}};$$

$$Q_{\text{отоп}}^{\text{Г}} = 3857721 \frac{\text{МВт}}{\text{год}} = 13887795,6 \frac{\text{ГДж}}{\text{год}} = 3317042,992 \frac{\text{Гкал}}{\text{год}}.$$

Отпуск тепла из производственных отборов. Тепловая мощность отборов.

$$Q_{\text{п}} = D_{\text{п}} \times \Delta i = 500 \times 2,6 = 1300 \text{ ГДж/ч},$$

где  $\Delta i = 2,6$  – разность энтальпий пара в производственном отборе и энтальпии возвращаемого конденсата;

$D_{\text{п}} = 500$  т/ч – расход пара из производственных отборов.

Годовой отпуск тепла отборов.

$$Q_{\text{пр}}^{\text{Год}} = Q_{\text{п}} + h_{\text{техн}} = 1300 \times 5184 = 6739200 \frac{\text{ГДж}}{\text{год}} = 1872000 \frac{\text{МВт}}{\text{год}} = 1609630,267 \frac{\text{Гкал}}{\text{год}}.$$

Суммарный отпуск тепла от ТЭЦ.

$$Q_{\text{тэц}}^{\text{Г}} = Q_{\text{отоп}}^{\text{Г}} + Q_{\text{пр}}^{\text{Г}} = 3857721 + 1872000 = 5729721 \frac{\text{МВт}}{\text{год}} = 20626995,6 \frac{\text{ГДж}}{\text{год}} = 4926673,259 \frac{\text{Гкал}}{\text{год}}.$$

Годовой отпуск тепловой энергии определяется по формулам:

$$Q_{\text{от}} = Q_{\text{в}} \times (1 - Q_{\text{сн}}), \text{ тыс. Гкал};$$

$$Q_{\text{от}} = Q_{\text{в}} \times (1 - Q_{\text{сн}}) = 4926673,256 \cdot (1 - 0,075) = 4557172,765 \approx 4557,173 \text{ тыс. Гкал}.$$

Годовая выработка и отпуск электроэнергии с шин ТЭЦ.

Годовая выработка электроэнергии.

$$W_{\text{тэц}} = n \times W_{\text{y}} \times h_{\text{y}} = 3 \times 80 \times 6500 = 1560000 \frac{\text{МВтч}}{\text{год}} = 1560 \text{ млн. кВт} \cdot \text{ч};$$

где  $n=3$  – число использованных турбин;

$W_{\text{y}} = 80$  МВт·ч – мощность турбин;

$h_{\text{y}} = 6500$  часов – число часов использования установленной мощности в год.

Расход электроэнергии на собственные нужды.

$$W_{\text{сн}} = \frac{K_{\text{сн}}}{100} \times W_{\text{тэц}} = (10/100) \times 1560000 = 156000 \frac{\text{МВтч}}{\text{год}} = 156 \text{ млн. кВт} \cdot \text{ч};$$

$$W_{\text{отп}} = W_{\text{тэц}} - W_{\text{сн}} = 1560000 - 156000 = 1404000 \frac{\text{МВтч}}{\text{год}} = 1404 \text{ млн. кВт} \cdot \text{ч};$$

где  $K_{\text{сн}} = 10\%$  - коэффициент расхода электроэнергии на собственные нужды.

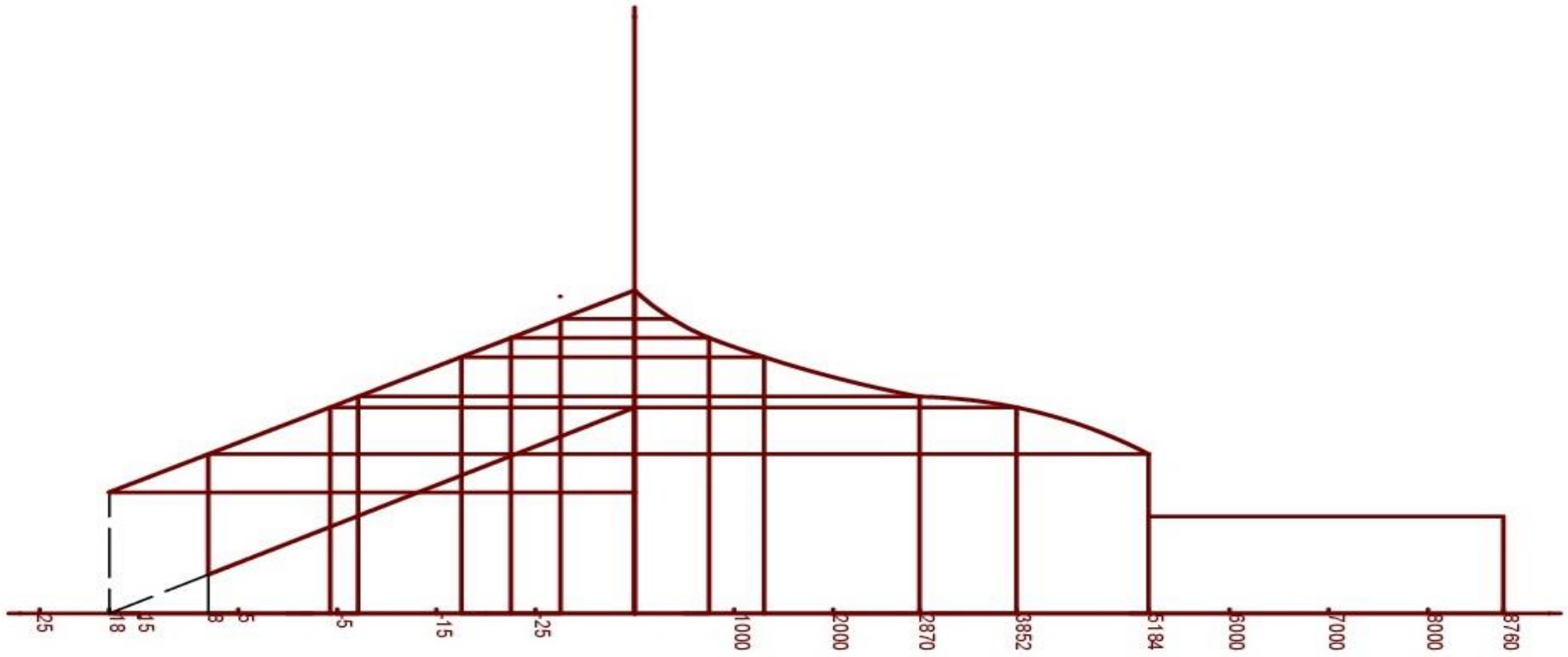


Рисунок 3.1 - Годовой график тепловых нагрузок

Определение затрат на топливо.

Годовой расход топлива на выработку электрической и тепловой энергии определяется по формулам:

$$V_э = W \times b_э, \text{ тыс. тут};$$

$$V_э = W_B \times b_э = 1560 \times 0,267 = 416,52 \text{ тыс. тут};$$

$$V_T = Q_B \times b_B, \text{ тыс. тут};$$

$$V_T = Q_B \times b_B = 4926,673 \times 0,162 = 798,121 \text{ тыс. тут}.$$

Итого расход топлива ТЭЦ составляет:

$$V_y = V_э \times V_T, \text{ тыс. тут};$$

$$V_y = V_э \times V_T = 416,52 + 798,121 = 1214,641 \text{ тыс. тут}.$$

В связи с тем, что затраты на оплату топлива и его транспортировку осуществляются по натуральному топливу, то полученные величины расхода топлива необходимо перевести в натуральное топливо.

Расход натурального топлива будет:

$$V_n = V_y / K_n, \text{ тыс. тнт};$$

$$V_n = V_y / K_n = \frac{1214,641}{0,571} = 2127,207 \approx 2 \text{ млн } 127 \text{ тыс. тнт}.$$

Затраты на транспорт 1 тнт ( $C_{тр}$ ) твердого топлива определяются:

$$C_{тр} = R \times 1,9, \text{ тенге/тнт};$$

$$C_{тр} = R \times 1,9 = 300 \times 1,9 = 570 \text{ тенге/тнт}.$$

Составляющая затрат на топливо определяется:

$$I_T = V_n \times (C_T + C_{тр}), \text{ млн. тенге};$$

$$I_T = V_n \times (C_T + C_{тр}) = \frac{2127207}{1000000} \times (1900 + 570) = 5254,201 \text{ млн. тенге}.$$

Расчет затрат на воду.

Вода на ТЭЦ расходуется на охлаждение пара в конденсаторах турбин, пополнение системы теплофикации, охлаждения генераторов и трансформаторов, гидрозолоудаления и т.д. В зависимости от системы водоснабжения станции, зависит и величина затрат на воду. В последнее время затраты тепловых электростанций на воду существенно возросли и достигают 0,9 тенге/кВт·ч. Для укрупненных расчетов затраты на водоснабжение можно принять:

$$I_B = W_{выр} \times 0,9, \text{ млн.тенге};$$

$$I_B = W_{выр} \times 0,9 = 1560 \times 0,9 = 1404 \text{ млн. тенге}.$$

Расчет затрат на заработную плату.

Для того, чтобы определить затраты на заработную плату промышленно-производственного персонала (ППП) ТЭЦ, занятого на производстве и его обслуживании, необходимо знать его численность. ППП подразделяется на эксплуатационный, ремонтный и административно-управленческий персонал. Его количество зависит, в основном, от единичной мощности и количества основного энергооборудования, вида используемого топлива, способа проведения ремонтов, экологических требований.

Численность промышленно-производственного персонала можно получить через штатный коэффициент, показывающий, какое количество персонала приходится на 1 МВт установленной электрической мощности



станции. Установленная электрическая мощность станции определяется через максимальное число часов использования установленной мощности и годовую выработку электрической энергии, т.е.:

Мощность ТЭЦ составляет 240 МВт.

Согласно литературных и фактических данных о численности работающих на некоторых станциях Казахстана, можно рекомендовать принимать следующие усредненные значения штатного коэффициента ( $K_{шт}$ ): для ТЭЦ установленной мощностью 240 МВт – 1,7 чел./МВт.

Численность персонала станции определяется:

$$ЧП = K_{шт} \times N_y, \text{ человек};$$

$$ЧП = K_{шт} \times N_y = 1,7 \cdot 240 = 408 \text{ человек.}$$

Суммарный фонд заработной платы включает в себя:

- основную заработную плату ( $I_{зпо}$ ), в которую входят выплаты, связанные с отработанным временем (тарифные ставки и должностные оклады, премии рабочим из фонда заработной платы, доплата за работу праздничные дни и ночное время и др.) и включает заработная плата работников, занятых в технологическом процессе производства энергии;
- дополнительная заработная плата ( $I_{зпд}$ ) в которую входят выплаты, не связанные с рабочим временем (оплата очередных, дополнительных и учебных отпусков, за время выполнения государственных обязанностей и др.);
- начисления на заработную плату ( $I_{зпн}$ ) в которую входят отчисления на социальный налог и начисления в пенсионный фонд.

Формула для определения суммарного фонда заработной платы, представляет собой:

$$I_{зп} = I_{зпо} + I_{зпд} + I_{зпн}, \text{ млн. тенге};$$

$$I_{зпо} = 408 \times 1440000 = 587\,520\,000 \text{ тенге} = 587,52 \text{ млн. тенге};$$

$$I_{зпд} = 0,1 \times 587,52 = 58,752 \text{ млн. тенге};$$

$$I_{зпн} = 0,21 \times (587,52 + 58,752) = 135,717 \text{ млн. тенге};$$

$$I_{зп} = 587,52 + 58,752 + 135,717 = 781,989 \text{ млн. тенге.}$$

Величина среднегодовой основной заработной платы  $I_{зпо}$  принимается в размере 1,44 млн тенге на одного работающего. Величина  $I_{зпд}$  берется в размере 10% от значения  $I_{зпо}$ .

Определение капитальных вложений на строительство ТЭЦ.

Для строительства и эксплуатации ТЭЦ необходимы денежные средства. Для строительства станции используются, так называемые, капитальные вложения, составляющие основные производственные фонды, а для ее эксплуатации требуются оборотные средства. Основные фонды есть средства труда, которые неоднократно участвуют в производственном процессе, сохраняя при этом свою натурально-вещественную форму, выполняют одну и ту же функцию в течение нескольких производственных циклов и переносят свою стоимость на произведенную продукцию постепенно по частям в виде амортизационных отчислений.

На сегодняшний день в экономике часто стал использоваться термин инвестиции. Инвестиции – это вложения в капитал, как денежный, так и в реальный. Инвестиции в воспроизводство основных производственных фондов и связанные с этим изменения оборотного капитала называются капитальными вложениями. Это понятие инвестиций более широко трактует термин капитальные вложения и не имеет ограничений по месту и форме их вложений.

Основными видами инвестиций являются:

- капитальные вложения, осуществляемые в виде вложения финансовых и материально-технических ресурсов в воспроизводство основных фондов, нового строительства, расширения, технического перевооружения и поддержания действующего производства;
- вложение средств в создание материально-технических запасов;
- финансовые средства в форме акций, облигаций и других ценных бумаг, а также затраты на приобретение банковских депозитов, финансовых активов (документы, подтверждающие права их владельца на часть собственности и прибыли предприятия, выпускавшего эти документы, ценные бумаги, акции, облигации).

Видно, что термины инвестиции, капитальные вложения и основные производственные фонды имеют очень много общего и могут считаться почти синонимами, но они имеют и экономические различия. В большинстве литературы по экономике энергетики при определении себестоимости энергетической продукции чаще всего используется термин основные производственные фонды, при этом ряд авторов придерживается терминов капитальные вложения или инвестиции.

По натурально-вещественному составу все основные производственные фонды в зависимости от назначения в производственном процессе и сроков службы делятся на следующие группы:

- здания, сооружения, цеха, туннели;
- передаточные устройства (нефте-газо-водопроводы, ЛЭП);
- машины и оборудование (трактора, электрооборудование);
- транспортные средства (автотранспорт, ж/д, авиатранспорт, речной);
- производственный и хозяйственный инвентарь;
- земельные ресурсы (при наличии их стоимостной оценки), находящиеся в собственности предприятий, и прочие основные фонды.

Эти составляющие основных производственных фондов характерны для энергетики.

В энергетике при определении стоимости электрической станции любого типа широкое распространение получили, так называемые, удельные капитальные вложения. При проведении предварительных расчетов для определения стоимости основных производственных фондов (капитальных вложений) в странах СНГ и за рубежом, широко используются данные проектов по строительству электростанций аналогичного типа. На основе данных проектно-сметной документации, вся величина капитальных

вложений в строительство электростанции делится на ее установленную мощность и получают показатель удельных капитальных вложений  $K_{уд}$ . Его величина, даже для станций одного типа, находится в широких пределах в зависимости от мощности блоков, их количества, вида используемого топлива и экологических требований. На основе удельных капвложений можно, с большой долей вероятности, провести перспективный расчет себестоимости отпуска электрической и тепловой энергии на предполагаемой к строительству станции и провести экономическое сравнение с другими вариантами электроснабжения региона.

В настоящее время, в связи с резкими колебаниями курса валют весьма сложно рекомендовать точные значения удельных капитальных вложений на строительство электростанций. Увеличение курса со 185 до 380 тенге за доллар США и последующее снижение до 330 тенге не означает, что стоимость производства всех видов энергетического оборудования, металла, цемента и т. д. произошла пропорционально курсу валют, тем более что много оборудования производится за пределами Казахстана.

На существующий период времени  $K_{уд}$  находится в пределах 7000-2500\$/кВт. Известно, что чем крупнее станция, тем  $K_{уд}$  меньше. В расчётах примем величину  $K_{уд} = 2300$  \$/кВт. Стоимость доллара США принимать из расчета нынешнего курса – 331 тенге (по данным на 6 июня 2018 года).

Капитальные вложения в строительство новой ТЭЦ будут составлять:

$$K = K_{уд} \times N_y, \text{ млн. тенге.}$$

$$K_{уд} = 2300 \text{ $/кВт} = 761\,300 \text{ тенге/кВт};$$

$$K = 761300 \times 240 \times 1000 / 1000000 = 182712 \text{ млн. тенге.}$$

Известно, что вся величина основных производственных фондов не может быть сразу перенесена на расчет себестоимости производства энергетической продукции, и они переносят свою стоимость на себестоимость продукции постепенно по частям в виде амортизационных отчислений. Амортизационные отчисления представляют собой денежное возмещение физического и морального износа оборудования и расходуются на проведение капитального ремонта и приобретение нового оборудования, взамен изношенного (реновация). На каждый вид оборудования установлены свои нормы амортизации. Так, например, здания – 1,0-1,2%; подъездные и железнодорожные пути и резервуары для хранения жидкого топлива – 4,0-6,6%; ЛЭП – 2,0-2,8%; кабельные линии -3,0%; трубопроводы тепловых сетей – 4,0%; котельные установки и водогрейные котлы – 4,0-5,5%; силовое оборудование и распределительные устройства - 5,6-6,5; автомобили -9,0-20,0%. Нормы амортизации определяются и контролируются государством.

Для укрупненных расчетов норму амортизационных отчислений в целом по станции можно определить на основе структуры основных производственных фондов и соответствующей им нормам амортизационных отчислений. Просуммировав все величины амортизационных отчислений по видам производственных фондов и соотнеся их с величиной капитальных вложений на станцию можно получить ориентировочное значение величины амортизации в целом по станции.

Расчеты показывают, что в зависимости от типа станций, мощности единичных блоков и станции в целом, вида потребляемого топлива, норма амортизации в среднем по станции может находиться в пределах 5,5%. Для проведения укрупненных расчетов, норму амортизационных отчислений принимать в размере 5,5% от величины К:

$$I_{ao} = 0,055 \times K, \text{ млн. тенге};$$

$$I_{ao} = 0,055 \times 182712 = 10049,16 \text{ млн. тенге.}$$

Полученная величина амортизационных отчислений (доля участия основных производственных фондов в производственном процессе) будет входить в суммарные эксплуатационные затраты станции.

Расчет затрат на проведение текущего ремонта.

В эту составляющую затрат, кроме затрат на проведение текущего ремонта производственного оборудования входят и затраты на технический осмотр и содержание оборудования в рабочем состоянии (обтирочные и смазочные материалы) и определяются в размере:

$$I_{тр} = 0,15 \times I_{ao}, \text{ млн. тенге};$$

$$I_{тр} = 0,15 \times 10049,16 = 1507,374 \text{ млн. тенге.}$$

Расчет платы за выбросы.

Величина оплаты за выбросы вредных веществ, зависит от объема выбросов, которые, в свою очередь, зависят от вида сжигаемого топлива (уголь, газ, мазут), его количества и способа улавливания вредных веществ (электрофильтры, эмульгаторы). В нашем случае, эту составляющую целесообразнее всего определять методом аналогий по сравнению с действующими станциями. Установлено, что при сжигании угля, величина платы за выбросы находится в пределах 230 тенге за тнт, следовательно:

$$I_{выб} = 230 \times V_{тнт}, \text{ млн. тенге};$$

$$I_{выб} = 230 \times 2,127207 = 489,258 \text{ млн. тенге.}$$

Общестанционные и цеховые расходы.

Эта составляющая предусматривает затраты на административно-управленческие (зарплата, канцелярские, командировочные), общепроизводственные (содержание, амортизация, текущий ремонт общестанционных средств, испытания, исследования, рационализация и охрана труда), отчисления на целевые расходы (техническая пропаганда, содержание вышестоящих организаций), обслуживание цехов и управление ими (зарплата управления цехом, амортизация и затраты по содержанию и текущему ремонту зданий, расходы по охране труда).

Для укрупненных расчетов можно пользоваться формулой:

$$I_{общ} = 0,2 \times (I_{ao} + I_{зп} + I_{тр}), \text{ млн. тенге};$$

$$I_{общ} = 0,2 \times (10049,16 + 781,989 + 1507,374) = 2467,705 \text{ млн. тенге.}$$

Расчет себестоимости отпуска энергии.

Известно, что если на ГЭС и КЭС вырабатывается один вид энергии – электрическая, и все затраты станции относятся на нее, то на ТЭЦ вырабатывается как электрическая, так и тепловая энергия. В этом случае очень важно провести разнесение общих затрат станции на тепловую и

электрическую энергию, потому, что от этого зависит себестоимость выработки тепловой и электрической энергии, а, следовательно, и экономическая эффективность работы ТЭЦ по сравнению с отдельным производством электрической и тепловой энергии.

Существует целый ряд методических подходов к разнесению затрат между тепловой и электрической энергией на ТЭЦ. Наиболее известные методы – физический, нормативный, энергетический (введен в России с 01.02.1996г.), ОРГРЭС, эксергетический. Естественно, что у каждого метода есть свои сторонники и противники. Научная дискуссия по выбору метода разнесения затрат между тепловой и электрической энергией ведется не один десяток лет и наверняка будет продолжаться.

На территории Казахстана наибольшее распространение получил физический метод (эффект экономии от применения комбинированного способа производства электрической и тепловой энергии относится на электрическую энергию). В последнее время утверждён и используется на ряде станций Казахстана эксергетический метод (основан на распределении топлива по термодинамической ценности пара разных параметров и весь эффект относится на тепловую энергию).

При выполнении данной курсовой работы используем разнесение затрат на выработку электрической и тепловой энергии на основе физического метода с помощью коэффициента:

$$K_p = \frac{B_z}{B_y},$$

который показывает, какое количество топлива (в долях от единицы) израсходовано на отпуск электрической энергии, а разница  $(1 - K_p)$  – показывает

Следует разнести результаты расчетов на затраты по каждой составляющей согласно полученному коэффициенту по видам отпускаемой энергии и занести результаты в таблицу 2.

Таблица 2 – Суммарные эксплуатационные издержки (составляющие затрат на производство электрической и тепловой энергии)

$$K_p = \frac{416,52}{1214,641} = 0,343;$$

$$1 - K_p = 1 - 0,343 = 0,657.$$

Таблица 3.1 – Сводная таблица

Составляющие затрат	И <sub>всего</sub> , млн. тенге	И <sub>э/э</sub> , млн. тенге	И <sub>т/э</sub> , млн. тенге
Топливо, И <sub>т</sub>	5254,201	1802,191	3452,01
Вода, И <sub>в</sub>	1404	481,572	922,428
Фонд заработной платы, И <sub>зп</sub>	781,989	268,222	513,767
Амортизационные отчисления, И <sub>ао</sub>	10049,16	3446,862	6602,298
Ремонт, И <sub>р</sub>	1507,374	517,029	990,345
Общестанционные, И <sub>общ</sub>	2467,705	846,423	1621,282
Плата за выбросы, И <sub>выб</sub>	489,258	167,815	321,443

Итого затрат $\sum I$	21953,687	7530,115	14423,572
-----------------------	-----------	----------	-----------

Себестоимость отпуска электрической энергии определяется:

$$S_э = \frac{I_m + I_в + I_{зн} + I_{ао} + I_p + I_{об} + I_{выб}}{W_{ом}} = \frac{7530,115}{1404} = 5,363 \text{ тенге/кВт.}$$

Себестоимость отпуска тепловой энергии определяется:

$$S_m = \frac{I_m + I_в + I_{зн} + I_{ао} + I_p + I_{об} + I_{выб}}{Q_{ом}} = \frac{14423,572}{4,557} = 3165,146 \text{ тенге/Гкал.}$$

### 3.3 Экономическая оценка строительства и эксплуатации ТЭЦ.

Определение первоначальных инвестиций и денежного потока на возврат кредита.

В расчетах, долевое распределение капитала (К) на строительство ТЭЦ следующее: 90% вкладывает государство и 10% обеспечивает АО «Энергоинвест». Эти денежные средства идут только на строительство станции. Суммарные эксплуатационные расходы заложены в себестоимости электрической и тепловой энергии, а значит и в тарифе на них, и для начала работы необходимы и оборотные средства. Здесь 70% эксплуатационных затрат оплачивает государство, а остальные 30% - АО «Энергоинвест».

Таким образом, объем инвестиций  $I_0$ , которые АО «Энергоинвест» берет в банке под льготный кредит (10%) будет составлять 10% от суммарных капвложений в строительство ТЭЦ и 30% от суммарных эксплуатационных расходов.

Известно, что при оценке инвестиционного проекта используются всего четыре показателя:

$I_0$  – первоначальные инвестиции;

$CF$  – денежный поток, направляемый на возврат кредита;

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

$n$  – календарный год кредита.

$I_0 = 0,1 \times K + 0,3 \times I_{\text{итого}}$ , млн. тенге;

$I_0 = 0,1 \times 182712 + 0,3 \cdot 21953,687 = 24857,306$  млн. тенге.

При разработке и анализе инвестиционных проектов наиболее сложным является расчет прибыли и денежного потока  $CF$ , направляемого на возврат кредита.

Определимся, что отпускной тариф на электрическую и тепловую энергию от нашей ТЭЦ будет иметь рентабельность 30%, т.е.

$T_{0э} = S_э \times 1,3$ , тенге/кВт·ч;

$T_{0э} = 5,363 \times 1,3 = 6,972$  тенге/кВт·ч.

$T_{0т} = S_t \times 1,3$ , тенге/ Гкал.

$T_{0т} = 3165,146 \times 1,3 = 4114,69$  тенге/ Гкал.

Доход от реализации электрической и тепловой энергии от ТЭЦ составит:

$D = T_{0э} \times \Delta_{от} + T_{0т} \times Q_{от}$ , млн. тенге;

$D = 6,972 \times 1404 + 4114,69 \times 4,557 = 28\,539,33$  млн. тенге.

Суммарные затраты определяются по выражению:

$$З = S_3 \times \Delta_{от} + S_T \times Q_{от}, \text{ млн. тенге};$$

$$З = 5,363 \times 1404 + 3165,146 \times 4,557 = 21\,953,222 \text{ млн. тенге.}$$

Разница между ними даст прибыль:

$$ПР = Д - З, \text{ млн. тенге};$$

$$ПР = 28\,539,3 - 21\,953,222 = 6586,108 \text{ млн. тенге.}$$

После оплаты налога на прибыль, в размере 20%, образуется чистая прибыль:

$$ЧП = ПР \times (1 - 0,2), \text{ млн. тенге};$$

$$ЧП = 6586,108 \times (1 - 0,2) = 5268,886 \text{ млн. тенге.}$$

Естественно, что чистая прибыль распределяется по четырем фондам, но в работе сделаем допущение, что вся чистая прибыль целиком идет на возврат кредита в банк, т.е. это и будет денежный поток  $CF$ .

$$CF = 5268,886 \text{ млн. тенге.}$$

Метод определения чистой текущей стоимости NPV

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

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

Результаты расчета занести в таблицу, аналогичную таблице 3.

Рассчитаю под 12 % годовых.

Таблица 3.2 – Срок окупаемости

Год	CF	R <sub>12</sub>	PV <sub>12</sub>
0	-24857,306	1	-24857,306
1	5268,886	0,893	4704
2	5268,886	0,797	4200
3	5268,886	0,712	3750
4	5268,886	0,636	3348
5	5268,886	0,567	2990
6	5268,886	0,507	2669
7	5268,886	0,452	2383
8	5268,886	0,404	2128
		$\Sigma_{10}$	<b>26174</b>
		<b>NPV<sub>10</sub></b>	<b>1317</b>

NPV за 8 лет станет положительным, если данные сроки устраивают фирму, его следует принять.

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:

$$\sum_1^n \frac{CF_n}{(1+r)^n} - I_0 = 0, \text{ решаемое относительно } r.$$

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 занести в таблицу, аналогичную таблице 4.

Таблица 3.3 – Сводная таблица

Год	CF	R <sub>12</sub>	PV <sub>12</sub>	R <sub>20</sub>	PV <sub>20</sub>
0	-24857	1	-24857	1	-24857
1	5268,9	0,893	4704	0,833	4391
2	5268,9	0,797	4200	0,694	3659
3	5268,9	0,712	3750	0,579	3049
4	5268,9	0,636	3348	0,482	2541
5	5268,9	0,567	2990	0,402	2117
6	5268,9	0,507	2669	0,335	1765
7	5268,9	0,452	2383	0,279	1470
8	5268,9	0,404	2128	0,233	1225
		<b>Σ<sub>12</sub></b>	<b>26174</b>	<b>Σ<sub>20</sub></b>	<b>20218</b>
		<b>NPV<sub>12</sub></b>	<b>1317</b>	<b>NPV<sub>20</sub></b>	<b>-4640</b>

Величина IRR определяется по формуле:

$$IRR = r_1 + \frac{NPV_{r_1}}{NPV_{r_1} - NPV_{r_2}} \cdot (r_2 - r_1) = 12 + \frac{1317}{1317 + 4640} \cdot (20 - 12) = 13,76\%.$$

Метод расчёта окупаемости инвестиций PP.

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

Есть два метода: когда CF равен по годам и когда CF идёт различными суммами, то есть неравномерно  $PP = \frac{I_0}{CF_n}$ ;

В нашем случае, денежные потоки по годам будут одинаковы и следует

$$PP = \frac{24857}{5268,9} = 4,72 \text{ лет} \approx 5 \text{ лет.}$$

пользоваться первым методом:



## 4 Анализ влияния проектируемой ТЭЦ на экологию города Астаны

### 4.1 Оценка влияния Астанинской ТЭЦ на окружающую среду

Краткая природно-климатическая характеристика района расположения Астанинской ТЭЦ.

Площадка Астанинской ТЭЦ расположена в северной промзоне г. Астаны, на слабоволнистой равнине с общим уклоном поверхности с севера на юг в пределах отметок от 358 до 355 м т.е. менее 50 м на 1 км. В связи с этим поправка на сложный рельеф местности не вводится.

Климат г. Астана резко континентальный, характеризующийся большим колебанием температур, сухостью воздуха, малым количеством осадков:

- продолжительность отопительного периода: 216 суток;
- количество осадков 307 мм. в год.

Значение фоновых концентраций вредных веществ, рекомендуемые КазУГКС в долях ПДК:

- по пыли – 0,15;
- по сернистому ангидриду – 0,1;
- по двуокиси азота – 0,2.

Сведения об источниках водозабора.

Источником водоснабжения ТЭЦ являются.

1. Техническая вода из канала Нура-Ишим;
2. Гор водопродная вода из Вячеславского водохранилища.

Техническая вода на ТЭЦ используется для подпитки циркуляционной системы и на технические нужды КТЦ.

Городская водопродная вода используется на технологические нужды в химическом цехе, котельном цехе, на хозяйственно – питьевые нужды станции и передается предприятию «Теплоэнергострой».

На ТЭЦ имеются 2 оборотные системы водоснабжения:

1. Циркуляционная система;
2. Обратная система ГЗУ.

В циркуляционной системе вода «чистого» оборотного цикла используется в качестве охлаждающей и подаётся на охлаждение основного и вспомогательного технологического оборудования, а также на охлаждение подшипников вращающихся механизмов турбинного цеха. Охлаждение Воды оборотного цикла происходит в 3-х градирнях башенного типа.

Система ГЗУ работает по замкнутому циклу. Осветленная вода частично используется на собственные нужды котельного цеха.

Учет водопотребления на станции ведется по расходомерным устройствам, установленным.

1. По технической воде в главном корпусе;
2. По городскому водопроводу в здании циркуляционной насосной системы.

Система водоотведения.

На ТЭЦ имеется 2 выпуска сточных вод:

1. Через систему промышленной ливневой канализации в городскую канализацию на городские очистные сооружения;
2. Через систему хозфекальной канализации ТЭЦ в городские очистные сооружения.

Замазученные сточные воды поступают через канализацию замазученных стоков на очистку в нефтеловушку. После очистки сточные воды направляются в хозфекальную канализацию и далее на городские очистные сооружения.

Таблица 4.1 - Характеристика водооборотных систем

Наим. Производ. Цехов	Водооборотные системы					Повторные системы				
	Расход тыс. м3/г		Подпитка		Тип охлажда ющих систем	Хар-ка подгото вки воды	Испол. воды		Расход тыс. м3/год	
	Про ект	Фак т	Рас ход тыс. м2/г од				Перв. Испол. Воды	Втор . Исп ол. Вод ы	По рое кту	Фа кт
Котельный цех						Естеств енное осветле ние				
Оборотна я система ГЗУ	105 12	982 8	805	8,2						
Турбинны й цех	210 240	196 551	464 6	2,4	с градирн ями	подкисл ение				
Циркуляц ионная система охлажден ия конденсат оров турбин										
Повторные системы							На охлажд ение под-ов мех-ов и т. д.	сист еме ГЗУ на смы в золы		13 05

### Использование земельных ресурсов.

В соответствии с рекомендациями НИИ им. Ф. Ф. Эрисмана по организации санитарно-защитных зон для ТЭЦ, ближайшая к ТЭЦ территория до одного километра (минимум пятьсот метров), является санитарно-защитной зоной.

Основным отходом при производстве тепловой и электрической энергии на ТЭЦ является зола и шлак, которые транспортируются по золошлакапроводам на золоотвал, расположенный на расстоянии 0,7 км северо-восточнее промышленной площадки ТЭЦ. Противофильтрационных экранов на золоотвале проектом не предусмотрено. Дамбы возводятся из местного плотного суглинистого грунта с коэффициентом фильтрации 0,005 м/сек. Дамба принята первого класса по капитальности. Установлено, что ЗШО относятся к первому классу и могут использоваться без ограничений.

### Характеристика выбросов атмосфере.

На АТЭЦ один организованный источник выбросов – дымовая труба №1, к которой подключены все 5 действующих котлоагрегата. По мере ввода в эксплуатацию к ней будут подключены все вновь вводимые котлоагрегаты.

Нормируемыми вредными веществами, выбрасываемыми с дымовыми газами для ТЭЦ, являются окислы азота, окислы серы и зола твердого топлива.

Выбросы твердых вредных веществ и окислов серы оценивались согласно «Методика определения выбросов загрязняющих веществ в атмосферу для тепловых электростанций и котельных согласно приложению 3 к настоящему приказу» (Приказ Министра окружающей среды и водных ресурсов Республики Казахстан от 12 июня 2014 года № 221-Ө. Зарегистрирован в Министерстве юстиции Республики Казахстан 15 июля 2014 года № 9585) с использованием эксплуатационных КПД ЗУУ и химических анализов качества топлива. Выбросы окислов азота определены на основании инструментальных замеров.

Контроль за выбросами вредных веществ в атмосферу на ТЭЦ осуществляется согласно «Типового положения об организации контроля за выбросами в атмосферу на ТЭС».

Все ЗУУ оснащены измерительными приборами по учету расхода орошающей воды, ее давления, температуры уходящих газов.

В качестве орошающей воды используется осветленная и техническая вода.

Метеорологические характеристики и коэффициенты, определяющие условия рассеивания загрязняющих веществ.

Коэффициент, зависящий от стратификации атмосферы  $A = 200$ ;

Коэффициент рельефа местности = 1;

Средняя температура наиболее холодного месяца =  $-20^{\circ}\text{C}$ ;

Продолжительность отопительного периода = 216 суток;

Количество осадков = 307 мм в год.

Таблица 4.2 – Сводная таблица

Расчет санитарно-защитной зоны.							
Направления ветров							
С	СВ	В	ЮВ	Ю	ЮЗ	З	СЗ
12%	19%	10%	10%	8%	11%	14%	16%
Повторяемость направлений ветров одного румба или круговой розе ветров, %							
12,55							
Величина санитарно-защитной зоны, м (расчетная)							
1000							
Санитарно-защитная зона, м							
956,18	1513,9	833,33	833,33	637,45	876,49	1115,5	1274,9

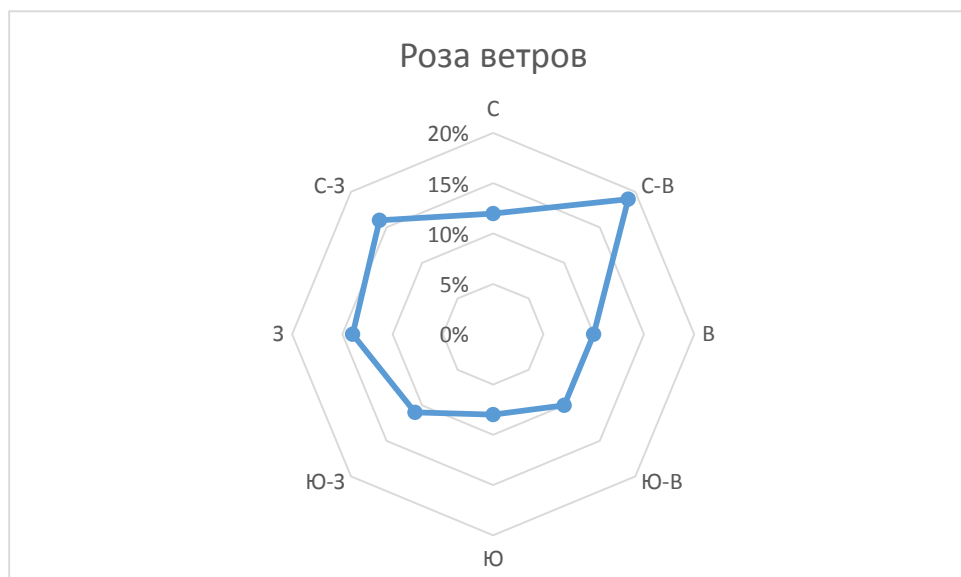


Рисунок 4.1 - Среднегодовая роза ветров (%)



Рисунок 4.2 – Санитарно-защитная зона (%)

Расчет выбросов и их рассеивание в атмосфере от котлов ТЭЦ.

Выброс золы.

$$M_{\text{ТВ}} = 0,01 \times B \times (a_{\text{УН}} \times A^{\text{P}} + q_{\text{УН}}^{\text{H}} \times (Q_{\text{H}}^{\text{P}} / 32680)) \times (1 - \eta);$$

$$M_{\text{ТВ}} = 0,01 \times 140000 \times (0,95 \times 38,0 + 1,5 \times \frac{16965}{32680}) \times (1 - 0,97) = 1548,912 \text{ г/с},$$

где  $A^{\text{P}} = 38,0 \%$  – зольность топлива на рабочую массу;

$q_{\text{УН}}^{\text{H}} = 1,5 \%$  – потеря теплоты от механического недожога топлива;

$a_{\text{УН}} = 0,950$  – доля частиц уносимая из топки;

$\eta = 0,970$  – коэффициент полезного действия золоуловителя с трубой Вентури;

$B = B \times 8 = 17,5 \times 8 = 140 \text{ кг/с} = 140000 \text{ г/с}$  – расход натурального топлив.

Выброс сернистого ангидрида.

$$M_{\text{SO}_2} = 0,02 \times B \times S^{\text{P}} \times (1 - \eta'_{\text{SO}_2}) \times (1 - \eta''_{\text{SO}_2});$$

$$M_{\text{SO}_2} = 0,02 \times 140000 \times 0,9 \times (1 - 0,2) \times (1 - 0,02) = 1975,680 \text{ г/с};$$

где,  $B = 140000 \text{ г/с}$  – расход натурального топлива;

$S^{\text{P}} = 0,9 \%$  – содержание серы в топливе на рабочую массу;

$\eta'_{\text{SO}_2} = 0,2$  – доля сернистого ангидрида улавливаемого летучей золой в газоходах котла, (для топок с твердым шлакоудалением);

$\eta''_{\text{SO}_2} = 0,02$  – доля сернистого ангидрида, улавливаемого в мокрых золоуловителях, (щёлочность воды 7,5 мг – экв/л).

Количество выбросов оксидов азота.

$$M_{\text{NO}_x} = 0,34 \times 10^{(-7)} \times K \times B \times Q_{\text{H}}^{\text{P}} \times (1 - \frac{q^4}{100}) \times (1 - E_1 \times v) \times \beta_1 \times \beta_2 \times \beta_3 \times E_2;$$

$$M_{\text{NO}_x} = 0,34 \times 10^{(-7)} \times 140000 \times 7,355 \times 16965 \times (1 - 0,015) \times (1 - 0) \times 0,83 \times 1 \times 1 \times 1 = 487,3220 \text{ г/с};$$

$K = (12 \times D_{\phi}) / (D + 200) = \frac{380 \times 12}{420 + 200} = 7,3550$  – коэффициент, характеризующий выход оксидов азота на 1 т сожжённого топлива, кг/т,  $D = 420$  т/ч – номинальный,  $D_{\phi} = 380$  т/ч – фактический.

$\beta_1 = 0,178 + 0,47 \times 1,5 = 0,8330$  – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние на выход оксидов азота качества сжигаемого угля.

Исходная формула.

$$\beta_1 = 0,178 \times 0,47 \times N_r; \text{ где } N_r = 1,5\%;$$

$\beta_3$  – коэффициент, учитывающий вид шлакоудаления (при твёрдом  $\beta_3 = 1$ ). На котле БКЗ-420-140 отсутствует рециркуляция воздуха, следовательно,  $\xi_1$  – коэффициент рециркуляции, равен нулю. Кроме того, нет и помимо основных горелок, т. е.  $\xi_2 = 1$  – коэффициент, характеризующий снижение выбросов оксидов азота при двухступенчатом сжигании топлива.

$\beta_2$  – коэффициент учитывающий конструкцию горелок (для вихревых горелок БКЗ-420  $\beta_2 = 1$ ).

Выбросы диоксида азота рассчитываются по формуле:

$$M_{NO_2} = 0,8 \times M_{NO_x} = 0,8 \times 487,332 = 389,866 \text{ г/с};$$

$$M_{NO} = 0,13 \times M_{NO_x} = 0,13 \times 487,332 = 63,356 \text{ г/с};$$

Количество выбросов оксида ванадия.

$$M_{V_2O_5} = 10^{(-6)} \times q_{V_2O_5} \times V \times (1 - \eta_{oc}) \times (1 - \eta_y);$$

$$M_{V_2O_5} = 10^{(-6)} \times 159,2 \times 1333 \times (1 - 0,007) = 0,2110 \text{ г/с}.$$

Выбросы происходят только при растопке котла для поддержания постоянства величины факела. Для растопки 1-го котла предусмотрены 6 механических мазутных форсунок, производительностью по 0,8 т/ч.

$$V = 6 \times 0,8 = 0,48 \text{ т/ч} = 1333,2 \text{ г/с}.$$

Мазут используемый на ТЭЦ  $S_p = 2\%$ .

$q_{V_2O_5} = 95,4 \times S_p - 31,6 = 95,4 \times 2 - 31,6 = 159,20$  г/т – содержание оксидов ванадия в жидком топливе в перерасчете на  $V_2O_5$  г/т.

$\eta_{oc}$  – коэффициент оседания  $V_2O_5$  на поверхностях котельного агрегата, причем котлы с промежуточным перегревом;

$\eta_{oc}$  – доля твёрдых частиц продуктов сгорания мазута улавливаемых в устройствах для очистки газов мазутных котлов.

Определение минимальной высоты трубы.

$$H = \frac{\sqrt{(A \times M \times F \times \eta \times m \times n)}}{\sqrt{(ПДК - Сф) \sqrt[3]{V_r \times \Delta T}}} = \frac{\sqrt{200 \times 4268,057 \times 2 \times 1 \times 0,72 \times 1}}{\sqrt{(0,5 - 0) \times \sqrt[3]{713 \times 99,7}}} = 169,4 \text{ м};$$

где  $M = M_{SO_4} + 5,88 \times 389,86 = 4268,057$  г/с

$A = 200$  – коэффициент, зависящий от температурной стратификации атмосферы.

$V_r = 1248$  м<sup>3</sup>/с – объём дымовых газов, при расходе топлива на один котёл  $V = 72$  т/ч.

Объём дымовых газов на трубу.

$$V_{\Gamma} = (V_{\Gamma}/17,5) \times N \times 2 = 1248 \times 2 \times 5/17,5 = 713,0 \text{ м}^3/\text{с}$$

$F = 2$  – коэффициент скорости оседания вредных веществ в атмосфере воздухе, при среднем эксплуатационном коэффициенте очистки выбросов не менее 90%.

$T = T_{\text{ук}} - T_{\text{ср. макс. лет}} = 99,7^{\circ}\text{C}$  – разность температур выбрасываемых из котла газов и средней максимальной температуры наружного воздуха наиболее жаркого месяца года (принимается по СНИП 2.01.01-82 «строительная климатология и геофизика»).

$\eta = 1$  – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рельефа местности, в данном случае равная и слабопересеченная местность.

$C_{\phi}$  – фоновая концентрация вредных веществ, характеризующая загрязнение атмосферы, создаваемое другими источниками.

При принятой ориентировочно высоте трубы определяем безразмерные коэффициенты тип, учитывающие условия выходы дымовых газов из трубы.

Значение коэффициентов тип определяются в зависимости от параметров.

$$f = 1000 \times (W_0^2 \times D) / (H^2 \times \Delta T) = 1000 \times \frac{35 \times 35 \times 7.2}{180 \times 180 \times 99.7} = 3,765;$$

$$V_m = 0,65 \times \sqrt[3]{\frac{V_{\Gamma} \times \Delta T}{H}} = 0,65 \times \sqrt[3]{\frac{713 \times 99.7}{180}} = 5,329;$$

$$\text{ПДК } C_{\text{SO}_2} = 0,5 \text{ мг/м}^3;$$

Диаметр устья дымовой трубы:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V_{\Gamma}}{\pi \times W_0}} = \sqrt{\frac{4 \times 713}{3,14 \times 35}} = 7,2 \text{ м};$$

Определение концентрации вредных веществ в атмосфере по оси факела выбросы на различных расстояниях от дымовой трубы.

При скорости ветра  $U_m$  приземная концентрация вредных веществ  $C_i$  мг/м<sup>3</sup> на различных расстояниях  $X$  (м) от источника выброса определяется по формуле:

$$C_i = S_i \times C_m;$$

где  $S_i$  – безразмерный коэффициент, определяемый в зависимости от отношения  $\frac{X}{X_m}$  и коэффициента  $F$  по формулам:

$$S_1 = 3 \times (X/X_m)^4 - 8 \times (X/X_m)^3 + 6 \times (X/X_m)^2;$$

$$S_1 = 3 \times 0,445^4 - 8 \times 0,445^3 + 6 \times 0,445^2 = 0,60082;$$

$$\text{При } X=1000 \text{ м и } (X/X_m) = 1000/2244,407 = 0,445:$$

$$S_1 = \frac{1,13}{1 + 0,13 \times (\frac{X}{X_m})^2} = \frac{1,13}{0,13 \times 1,3367^2 + 1} = 0,917;$$

$$\text{При } X = 3000 \text{ м и } (X/X_m) = 3000/2244,407 = 1,3367;$$

$$S_1 = \frac{1,13}{1 + 0,13 \times (\frac{X}{X_m})^2} = \frac{1,13}{0,13 \times 2,228^2 + 1} = 0,687;$$

Таблица 4.3 - По результатам расчетов составим сводную таблицу

X/Xm	0,5	1	2	3	4	5	6	7	8
C <sub>м</sub>	0,15	0,3	0,52	0,5	0,44	0,4	0,35	0,31	0,27
C <sub>so2</sub>	0,05	0,15	0,26	0,33	0,3	0,27	0,25	0,22	0,21
C <sub>NO2</sub>	0,1	0,23	0,46	0,56	0,53	0,48	0,45	0,4	0,37

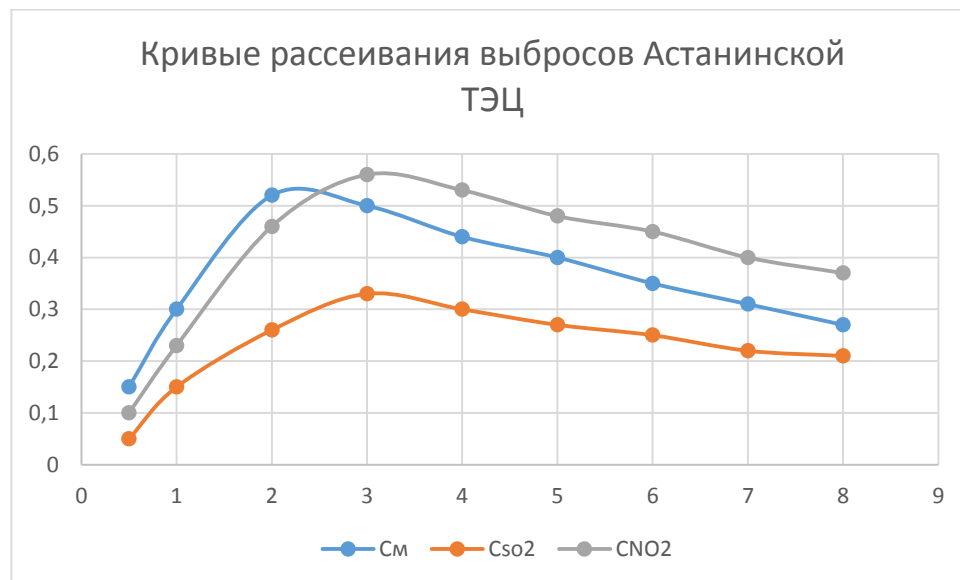


Рисунок 4.3 – Кривые рассеивания выбросов Астанинской ТЭЦ

C<sub>м</sub> – зола; C<sub>SO<sub>2</sub></sub> – окислы серы; C<sub>NO<sub>2</sub></sub> – окислы азота.

Характеристика выбросов загрязняющих веществ в атмосферу тонн год.

Наименование источников выбросов – дымовая труба Н – 180 м, D<sub>у</sub> – 7,2

м.

Таблица 4.4 - Количество вещества, отходящего от всех источников выделения т/год

Код вещества	Наименование	Количество	Очистка
2903	Пыль	554405,774	554405,774
0331	SO <sub>2</sub>	18172,21	18172,21
0301	NO <sub>2</sub>	5993,614	5993,614

Таблица 4.5 – Сводная таблица

Из поступивших на очистку уловлено и обезврежено	Уловлено в процентах от общего количества вредных веществ
535499,073	96,59%
545,167	93,00%
5078,6	87,30%



## 5 Специальный вопрос

### 5.1 Снижение образования оксидов азота путем предварительной термодинамики угольной пыли

Тепловые электростанции и котельные, потребляя очень большое количество газообразного, жидкого и твердого топлива, выбрасывают в атмосферу продукты сгорания, содержащих золу, оксиды серы и азота, а также (в меньших количествах) оксиды углерода и группу органических соединений, называемых полициклическими ароматическими углеводородами (ПАУ).

В настоящее время при сооружении новых и расширении действующих ТЭС одной из главных проблем становится обеспечение установленных санитарными органами предельно допустимых концентраций газообразных примесей (в первую очередь - оксидов азота) в атмосферном воздухе. Для эксплуатационного персонала тепловых электростанций большой проблемой становятся ограничения выбросов оксидов азота, так как они обязаны соблюдать нормы предельно допустимых или временно согласованных выбросов по оксидам азота.

Беря во внимание важность этой проблемы, во многих научно-исследовательских институтах энергетического профиля в последние годы был увеличен объем научных исследований, которые связаны с разработкой способов снижения образования оксидов азота в котлах или с очисткой от них дымовых газов.

В отличие от молекулярного азота  $N_2$ , который составляет почти 79% атмосферного воздуха, оксиды азота содержатся в атмосфере в значительно меньших количествах, но несмотря на это их роль в жизнедеятельности человека очень важна.

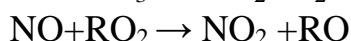
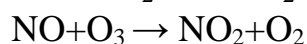
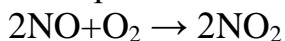
Оксиды азота обычно классифицируют в зависимости от степени окисления азота. При соединении азота с кислородом по мере увеличения его валентности образуется геммоксид  $N_2O$ , оксид  $NO$ , азотистый ангидрид  $N_2O_3$ , диоксид  $NO_2$  и другие. В проблеме охраны окружающей среды практическое значение имеют оксид и диоксид азота, сумму которых часто обозначают как  $NO_x$ . Другие оксиды азота не считаются важными с биологической точки зрения или их присутствие в земной атмосфере ничтожно мало вследствие неустойчивости этих соединений.

Оксид азота  $NO$  – малоактивный в химическом отношении бесцветный газ, лишенный запаха и плохо растворимый в воде.  $T_{кип} = -151,8^{\circ}C$ . При нормальных температурах переходит в двуокись азота. Яд ухудшает состояние и сильно действует на кровь и нервную систему.

Диоксид азота  $NO_2$  – пар буро-красного цвета,  $T_{кип} = 20,7^{\circ}C$ . Обжигает и раздражает дыхательные пути, приводит к отеку легких, уменьшает кислородное снабжение организма, нарушает деятельность центральной нервной системы.

При сгорании органического топлива в котлах тепловых электростанций и в других топливоиспользующих агрегатах образуется главным образом окись азота NO. В продуктах сгорания котельных установок доля диоксида азота NO<sub>2</sub> составляет обычно 2-5% суммарного содержания оксидов азота NO<sub>x</sub>. Однако в шлейфе дымовых газов происходит окисление NO до NO<sub>2</sub>. Процесс этот имеет немало важное значение, так как токсичность диоксидов азота в несколько раз выше токсичности NO.

Окисление NO в NO<sub>2</sub> может протекать по трем реакциям:



Принятая в нашей стране предельно допустимая концентрация диоксида азота (ПДК NO<sub>2</sub>) в приземном слое воздуха равна 0,085 мг/м<sup>3</sup>, в то время как ПДК NO = 0,60 мг/м<sup>3</sup>. (воткнуть в список литературы).

Основной проблемой, которая возникает в результате присутствия в воздухе оксидов азота, является их токсичность и в следствии того оксиды азота воздействуют на здоровье людей.

На основании многочисленных исследований было установлено, что даже кратковременное воздействие диоксида азота в концентрации 47-140 мг/м<sup>3</sup> может вызвать воспаление легких и бронхит, а при концентрации 560-940 мг/м<sup>3</sup> велика вероятность летального исхода в результате отека легких и асфиксии.

Надо отметить, что существует еще одна проблема, которая связана с присутствием в атмосфере оксидов азота. При соединении с атмосферной влагой, оксиды азота образуют слабые растворы азотистой и азотной кислот, что приводит к выпадению так называемых кислотных дождей, причиной которых является антропогенные выбросы в атмосферу не только оксидов азота, но и оксидов серы.

Методы снижения концентраций оксидов азота в топочных камерах парогенераторов.

Далее рассмотрим некоторые способы уменьшение концентрации оксидов азота:

- Снижение избытка воздуха, подаваемого в топку. При избытках воздуха 1,03-1,07 происходит уменьшение концентрации кислорода и некоторое уменьшение NO<sub>2</sub>. Уменьшение избытка воздуха, который подаётся в топку даёт умеренный эффект по снижению NO<sub>2</sub> и связано с решением ряда проблем (точная дозировка воздуха в каждую горелку, отсутствие неорганизованного присоса в топке и другое).

- Если понизить температуру подогрева воздуха, которое приводит к понижению температуры в топке, то это возможно в довольно ограниченных пределах, так как снижение температуры воздуха для большинства топлив приводит к ухудшению его сжигания, что является недопустимым.

- Снижение теплового напряжения в топочной камере мы можем рассматривать как весьма важное мероприятие, которое приводит к

понижению температуры в топочной камере, но это всё приводит к удорожанию ТЭС. И это ведёт к увеличению размеров и стоимости парогенератора который является самым громоздким элементом ТЭС, а также ведёт к увеличению размеров главного корпуса ТЭС. Это мероприятие можно применять в комбинации с другими при необходимости резкого увеличения концентрации  $\text{NO}_2$ .

- Увеличение степени экранирования топки с применением двухсветных экранов.

- Горелочные устройства и их расположение в топочной камере выбираются таким образом, чтобы смешение топлива с воздухом было искусственно замедленно. Для некоторых видов горелок, например, тангенциальных, мы наблюдаем некоторое снижение концентрации оксидов азота. Рациональный выбор типов горелок и их расположение в топке является важным фактором. Однако этого мероприятия ограничено тем условием, что при сильно растянутом смещении топлива и воздуха может достаточно сильно ухудшиться процесс горения. А если мы будем сжигать мазут, то возможно сажеобразование.

- Если применить двухступенчатое сжигание, то лёгким вариантом такого способа будет подача в нижние горелки обогащенной топливом смеси, для того чтобы процесс горения имел при недостатке воздуха и включал его газификацию. Температура в этой области оказывается ниже, чем при горении с подачей полного количества воздуха. В верхние горелки, наоборот, подается обедненная топливом смесь, и часть поступающего в них воздуха служит для дожигания горючих газов ниже горелок.

Рециркуляция газов.

Рециркуляция продуктов сгорания, отобранных из газоходов за экономайзером или воздухоподогревателем, в нижнюю часть топочной камеры. Рециркулируемые газы подаются через сопла, расположенные ниже горелок, или через горелки. Более эффективно будет если подавать рециркулирующие газы в воздуховод перед горением. Рециркуляция одновременно снижает температуру и концентрацию кислорода.

## Технологические методы снижения выбросов NO<sub>x</sub>



Результатом исследований механизма образования топливных оксидов азота, проведенных специалистами при сжигании двадцати видов углей разной степени метаморфизма, с различным содержанием азота, позволили установить следующее:

Оксиды азота образуются в основном из азота топлива в результате его окисления кислородом воздуха, доля воздушных  $\text{NO}_x$  при температуре факела до  $1550^\circ\text{C}$  составляет не более 5%;

Образование топливных оксидов азота происходит при разложении и выделении азотсодержащих соединений топлива в процессе выхода летучих на начальном участке факела;

Концентрация  $\text{NO}_x$  изменяется пропорционально квадрату средне-интегральной концентрации кислорода в зоне образования оксидов азота.

Из этого следует, что для перевода азотистых соединений в химически неактивное состояние – молекулярный азот – процесс прогрева и пиролиза угольной пыли должен протекать при большом недостатке кислорода. Эти условия можно реализовать путём предварительной термообработки угольной пыли до поступления её в топочную камеру котла. Это положение легло в основу нового метода подавления образования топливных оксидов азота.

Было проведено подробное исследование влияния предварительной термической подготовки топлива на образование оксидов азота. Исследования проводились в широком диапазоне изменения температуры нагрева (до  $820^\circ\text{C}$ ) и коэффициентов подачи воздуха в горелку ( $\alpha_r = 0,92...1,25$ )

В результате чего было установлено, что при предварительном подогреве высококонцентрированной пылевзвеси в газовой среде с коэффициентом подачи кислорода  $\alpha_{\text{O}_2} \leq 0,05$  до  $600-820^\circ\text{C}$  выход топливных оксидов азота может быть снижен в 2-5 раз. Выявлено, что температура предварительного подогрева пыли, которая обеспечивает заданную степень снижения образования топливных оксидов азота в факеле, увеличивается с ростом степени метаморфизма.

На основе всех экспериментальных данных было получено эмпирическое уравнение для расчета температуры предварительного подогрева угольной пыли ( $^\circ\text{C}$ ) в зависимости от требуемой степени снижения образования топливных оксидов азота в факеле при сжигании углей разной степени метаморфизма.

$$t_T = 500 - 7V^{\text{daf}} + 690 \times (1 - \text{NO}_T/\text{NO}_0)^{1,25}$$

Это соотношение соблюдается в интервале  $0,2 \leq \text{NO}_T/\text{NO}_0 \leq 1$  при выполнении определения условий, в частности, при коэффициенте подачи воздуха в зоне термообработки выше 0,05 эффект существенно снижается.

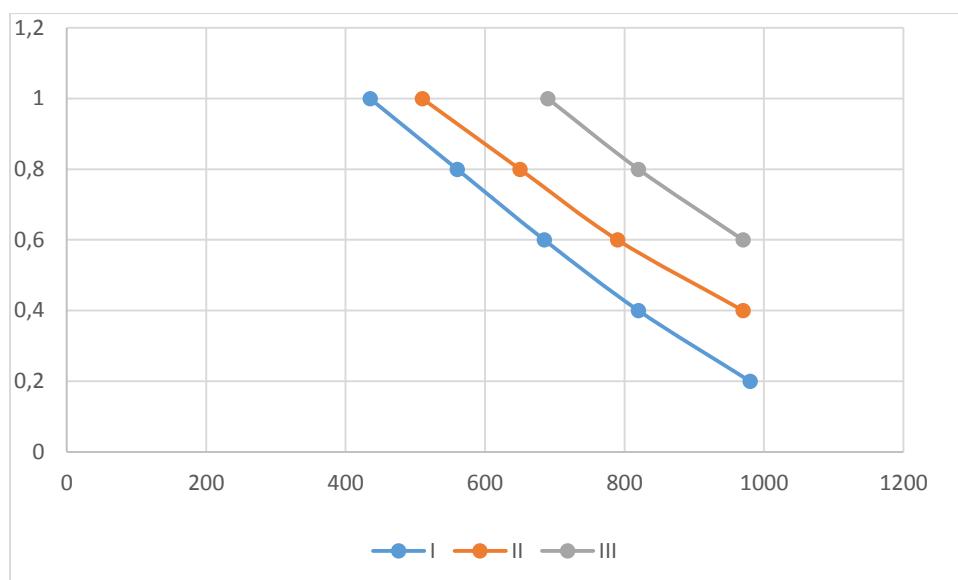


Рисунок 5.1 – Коэффициенты подачи воздуха

I Березовский бурый уголь - 0,97;

II Экибастузский уголь - 1,05;

III Кузнецкий уголь - 0,92.

Были созданы несколько конструкций устройств для термоподготовки угольной пыли.

После ряда испытаний на новой конструкции была выделена камера сгорания природного газа, вместо двух-регистравой микро-факельной газовой горелки установлена однорегистравая.

Устройство для термообработки угольной пыли было размещено в существующей вихревой горелке вместо центральной трубы. Труба диаметром 72×4 мм, по которой пыль вводилась в устройство, закачивалось коническим рассекателем и могла перемещаться вдоль оси на 500 мм.

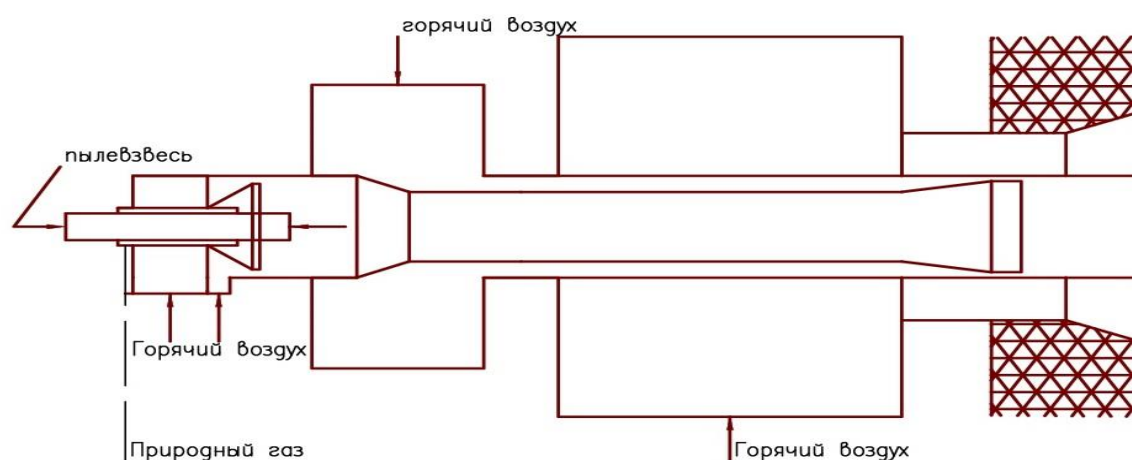


Рисунок 5.2 - Установка

При этом через улитку аэросмеси, в которой ранее поступала пылевзвесь, подавали горячий воздух. Нагрев угольной пыли осуществляется теплом продуктов сгорания природного газа, сжигаемого в специально выведенной камере сгорания. Природный газ выходит из кольцевого коллектора через 60 радиальных отверстий и 8 отверстий в торце коллектора. Тепловая мощность камеры сгорания газа составляет менее 5% мощности пылеугольной горелки. Основное количество воздуха для горения природного газа составляет менее 5% мощности пылеугольной горелки. Основное количество воздуха через аксиальный лопаточный завихритель, остальное – прямооток через кольцевую щель по периферии камеры. Температура воздуха составляет около 300<sup>0</sup>С. Коэффициент избытка воздуха при сжигании газа на номинальной тепловой нагрузке горелки составлял  $\alpha_{к.с.} = 1,1...1,2$ , вследствие чего термopодготовка угольной пыли происходит при глубоком недостатке кислорода. Прогрев и частичный пиролиз пыли осуществлялись в трубе диаметром 325×5 мм, соединенной конфузором с камерой сгорания газа.

Исследования проводились при температуре термopодготовки угольной пыли до 750<sup>0</sup>С. В одной серии опытов пылеспадающая труба была выдвинута в камеру сгорания природного газа на 370 мм от завихрителя воздуха, в другой на 720 мм. В первом случае угольная пыль вдувалась примерно в середину камеры сгорания по ее длине. При этом небольшая часть пыли, по-видимому подхватывалась обратным потоком газов, возникающих по центру камеры, и выпадала в ее нижней части, где и догорала, образуя готовые отложения. Во втором случае пыль вдувалась в среднюю часть конфузора и такое явление исключалось.

Процесс выгорания природного газа завершается до выхода в трубу термopодготовки, далее происходит нагрев пыли и выделение летучих. Продолжительность пребывания пыли в этой трубе при номинальной мощности горелки и температуре термopодготовки 700...750<sup>0</sup>С составляет около 0,1с. Высокая концентрация кислорода у стенки на начальном участке трубы объясняется проникновением прямооточного потока воздуха, подаваемого через кольцевую щель по периферии камеры сгорания.

Почти по всей длине камеры сгорания температура газов была выше 1100<sup>0</sup>С (Измерения проводились термопарой ХА с открытым спаем диаметром около 0,5 мм). На входе в трубу термopодготовки происходило заметное снижение температуры потока, связанное с прогревом угольной пыли в процесс смешения.

В целом, температура стенки устройства для термopодготовки угольной пыли включая камеру сгорания, не превышала допустимого уровня по условиям работы металла и практически на всём протяжении была ниже 800<sup>0</sup>С, что очень важно для обеспечения надёжной работы устройства. Максимальной была температура стенки выходного участка трубы термopодготовки, особенно в тех случаях, когда котел работал на пыли с нагрузкой, близкой к номинальной, а подача пыли в экспериментальную горелку была отключена. Как и в горелках обычной конструкции,

в рассматриваемом устройстве большой градиент температур по длине выходного участка трубы и неравномерность распределения температур по его периметру могут привести к деформации этого участка, что приходится учитывать, при выборе его конструкции и материала.

При температуре термической обработки пыли 700<sup>0</sup>С выбросы топливных оксидов азота могут уменьшаться в 2-4 раза, в зависимости от степени метаморфизма топлива. Это значительно больше, чем обеспечивается известными “малотоксичными” горелками, снижающими концентрацию NO<sub>x</sub> обычно в 1,6-2 раза. Сжигание низкорекреационных углей - одна из наиболее перспективных областей применения таких горелок, так как упомянутые “малотоксичные” горелки для них малоэффективны. Эффект снижения выхода оксидов азота в топке может быть усилен путем сочетания горелок с предварительной термоподготовки угольной пыли и методом двух - или трехступенчатого сжигания в топочной камере.

В качестве вспомогательного источника тепла для термообработки пыли высокорекреационных углей помимо газообразного или жидкого топлива может быть использован резисторный нагреватель или плазматрон. При этом воспламеняются и частично выгорают летучие топлива, а выделяющееся тепло нагревают основной пылегазовый поток до требуемой температуры.

Расчеты расхода природного газа

Зная расход угольно пыли на горелку, расход природного газа, необходимый для нагрева её до заданной температуры, можно рассчитать по следующей формуле, полученной из уравнения теплового баланса устройства для термоподготовки пыли:

$$V_{п.г.} = \frac{V_{пл} \left[ \frac{100 - W_{пл}}{100} \times C_{пл}^c \times t'' + \left( 2550 + \frac{C_{в.п.} \times t''}{0,804} \right) \times \frac{W_{пл}}{100} - C_{пл} \times t' \right]}{(Q_i^d)_{п.г.} + \alpha_{п.г.} \times (V_0^H)_{п.г.} \times (C_B \times t) - (V_c)_{г.} \times t'' + \frac{V_B^{сж} \times [(C_B \times t)_{гор} - (C_B \times t)_{сж}]}{(Q_i^d)_{п.г.} + \alpha_{п.г.} \times (V_0^H)_{п.г.} \times (C_B \times t)_{гор} - (V_c) \times t''}}$$

где  $V_{пл}$  – расчётный расход подогреваемой пыли, кг/с;

$W_{пл}$  – влажность исходной пыли, %;

$t'$ ;  $t''$  – начальная и конечная температура пыли, <sup>0</sup>С;

$t^{гор}$ ;  $t^{сж}$  – температуры горячего воздуха, подаваемого на горение природного газа и сжатого транспортирующего, <sup>0</sup>С;

$c_{пл}$ ;  $c_{пл}^c$ ;  $c_{в.п.}$ ;  $c_{в}$  – средняя теплоёмкость исходной пыли, сухой массы нагретой пыли, водяных паров, воздуха, кДж/(кг·К), кДж/(м<sup>3</sup>·К);

$V_B^{сж}$  – расход сжатого воздуха на транспорт пыли, м<sup>3</sup>/с;

$Q_i^d$  – теплота сгорания природного газа, кДж/м<sup>3</sup>;

$(V_0^H)_{п.г.}$  – теоретический объём воздуха, необходимого для сгорания природного газа, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;

$(V_c)_{г.}$  – суммарная теплоёмкость продуктов сгорания природного газа.

В на 1 мельницу 25 т/ч.

В на 4 мельницы = 1000 т/ч; на 8 горелок.

100/8 = 12,5 т/ч на горелку = 3,47 кг/сек

$W_{пл} = 1,3 \div 3,0$ .



Принимаю 2% [ЛЗ] табл. 6.18 для угля Экибастузского марки СС.

$t' = 450^{\circ}\text{C}$  – начальная температура (выход с мельницы).

$t'' = 650; 700; 750^{\circ}\text{C}$  – конечные температуры.

$t^{\text{гор}}, t^{\text{сж}} = 450^{\circ}\text{C}$

$c_{\text{пл}} = 1,005 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$  – теплоёмкость исходной пыли по [ЛЗ] табл. 5-27 с воздуха по [ЛЗ] табл. 5-36

при  $100^{\circ}$ -1,0103  $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^3 \times \text{К}}$ ;  $200^{\circ}$ -1,0245;  $300^{\circ}$ -1,0476;  $400^{\circ}$ -1,0686;  $500^{\circ}$ -1,0923;  $600^{\circ}$ -1,1149;  $700^{\circ}$ -1,1355  $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^3 \times \text{К}}$ .

$\alpha_{\text{п.г.}} = 1,05$

$$V^0 = 0,0476 \times [0,5 \times \text{CO} + 0,5 \times \text{H}_2 + 1,5 \times \text{H}_2\text{S} + \sum (m + \frac{n}{4}) \text{C}_m\text{H}_n - \text{O}_2]$$

$V^0$  – объём воздуха, необходимого для сгорания природного газа.

По [ЛЗ] табл. 6.6  $\text{CO} = 29,5$ ;  $\text{H}_2 = 29,5$ ;  $\text{H}_2\text{S} = 12,24$ ;  $\text{C}_2\text{H}_4 = 6,5$ .

$$V^0 = 0,0476 \times [0,5 \times 29,5 + 0,5 \times 29,5 + 1,5 \times 12,24 + 6,5 - 21] = 1,58794$$

$(V_c)_g$  – суммарная теплоёмкость продуктов сгорания природного газа = 1,449

$\frac{\text{кДж}}{\text{м}^3 \times \text{К}}$

$V_{\text{в}}^{\text{сж}}$  – расход сжатого воздуха по [ЛЗ] табл. 6-24, табл. 6-28а.  $V_{\text{в}}^{\text{сж}} = 2,77 \text{ м}^3/\text{с}$ .

$(Q^d)_{\text{п.г.}}$  – теплота сгорания природного газа = 35380  $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^3}$ .

$$V_{\text{п.г.}} = \frac{3,47 \left[ \frac{100-2}{100} \times 1,005 \times 700 + \left( 2550 + \frac{4,2 \times 700}{0,804} \right) \times \frac{2}{100} - 1,005 \times 450 \right]}{35380 + 1,05 \times 1,59 \times 1,0686 - 1,449} +$$

$$\frac{2,77 \times [(1,1355 \times 450) - (1,1355 \times 300)]}{35380 + 1,05 \times 1,5879 \times 1,1355 \times 450 - 1,45 \times 700} = 0,046 \text{ м}^3/\text{с} = 165,6 \text{ м}^3/\text{ч} \text{ при } t'' = 700^{\circ}\text{C}.$$

При  $t'' = 650^{\circ}\text{C}$   $V_{\text{п.г.}} = 157,4 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;

При  $t'' = 750^{\circ}\text{C}$   $V_{\text{п.г.}} = 171,2 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Известно, что расход металла на горелки составляет примерно 1% массы всего котла, а трудозатраты на их изготовление – около 2% суммарных трудозатрат при изготовлении котла в заводских условиях. Из этого следует, что даже значительное увеличение массы и сложности горелок лишь на 1-2% увеличит массу и стоимость всего котла. Поэтому в экономическом плане установка на котлах специальных горелок, обеспечивающих снижение выбросов оксидов азота, является весьма заманчивым решением.

В нашем случае устройство не металлоёмко, оксиды азота уменьшаются в 2-4 раза, а следовательно уменьшается плата за выбросы в атмосферу.

## Заключение

В результате проведения расчётов для проектирования станции получены следующие основные показатели:

Годовой расход условного топлива на отпуск теплоты  $V_y^T = 798,121$  тыс. туг/год;

Годовой расход условного топлива на отпуск электроэнергии  $V_y^Э = 416,52$  тыс. туг/год;

Удельный расход условного топлива на отпуск электроэнергии  $b_э = 267 \frac{\text{г ут.}}{\text{кВт}\cdot\text{ч}}$ ;

Удельный расход условного топлива на отпуск теплоты  $b_T = 162 \frac{\text{кг ут.}}{\text{Гкал}}$ ;

Установленная мощность станции – 240 МВт;

Себестоимость отпущенной электрической энергии  $S_э = 5,363$  тенге/кВт;

Себестоимость единицы теплоты  $S_T = 3165,146$  тенге/Гкал;

Срок окупаемости 8 лет.

В результате проведения расчётов по спецвопросу имеем следующие данные: средний расход природного газа на горелку с предварительной термopодготовкой угольной пыли  $165 \text{ м}^3/\text{ч}$ , что даёт снижение образования оксидов азота до четырёх раз. Следовательно, уменьшаются выплаты ТЭЦ за выбросы в атмосферу и улучшается состояние окружающей среды.

## Список литературы

- 1 Нормы технического проектирования тепловых электрических станций и тепловых сетей. ВНТП-81 М.1981.
- 2 Соловьёв Ю. П. Проектирование теплоснабжающих установок промышленных предприятий М. 1978.
- 3 Теплотехнический справочник Т-1, Т-2, М. 1975.
- 4 Ривкин С. Л., Александров А. А. Термодинамические свойства воды и водяного пара. Справочник. М. 1984.
- 5 Качан А. Д., Яковлев В. В. Справочное пособие по технико-экономическим основам ТЭС Мн: Высшая Школа, 1982.
- 6 В. С. Самсонов, М. А. Вяткин, Экономика предприятий энергетического комплекса. Москва «Высшая школа» 2003.
- 7 Методические указания к выполнению расчётно-графических работ, раздел, «Теплофикация и тепловые сети». Алматы 2017.
- 8 Методические указания к выполнению курсовой работы, раздел, «Экономика энергетики» Алматы 2017.
- 9 Леонков А. М., Яковлев Б. В. Тепловые электрические станции. Минск. «Высшая школа» 1978.
- 10 Котлер В. Р.
- 11 Официальный интернет – ресурс акимата города Астаны. <http://astana.gov.kz/ru/>.
- 12 Методические указания по курсовому проекту по предмету ТЭС. Проектирование ТЭС. 2014.
- 13 Рыжкин В.Я. «Тепловые электрические станции», – М.: Энергоиздат, 1982 г.
- 14 Соколов Е.Я. «Теплофикация и тепловые сети», – М.: Госэнергоиздат, 1975 г.
- 15 Рубинштейн Я.М., Щепитильников М.И. «Исследование реальных тепловых схем ТЭС и АЭС», – М.: Госэнергоиздат, 1982 г.
- 16 Нормы технологического проектирования тепловых электрических станций и тепловых сетей. – М.: Энергоиздат, 1982 г.

					ДП.5В071700.ДО.ПЗ.					
Изм.	Лист	№ документа	Подпись	Дата	Список литературы					
Разраб.		Ахметов Т.Ж.						Литер	Лист	Листов
Руковод.		Ем Т. М.							74	74
Реценз.		Ваганов О. В.						ИТиТ, ТЭС-14-3		
Зав.каф.		Кибарин А. А.								
Н.контр.		Олжабаева К.								