

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
1. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	10
1.1 Характеристика исходного сырья и готовой продукции	10
1.2 Описание технологического процесса	12
1.3 Материальные и тепловые балансы	15
1.4 Автоматизация и контроль производства	18
1.5 Водные и энергетические ресурсы	26
2. ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	27
2.1 Технологическое оборудование	27
2.2 Здания и сооружения	30
2.3 Безопасность производства	31
2.4 Природоохранные мероприятия	44
2.5 Мероприятия по гражданской обороне	46
3. КОНСТРУКТОРСКАЯ ЧАСТЬ	50
3.1 Техническое задание	50
3.2 Литературно-патентный поиск	51
3.3 Конструкция и принцип работы	60
3.4 Расчет технической характеристики	64
3.5 Расчеты на прочность	71
3.6 Технология изготовления детали	87
3.7 Монтаж, эксплуатация и ремонт	93
4. ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	100
4.1 Капитальные вложения	100
4.2 Режим работы	104
4.3 Расчет численности и фонда заработной платы	106
4.4 Расчет затрат на отделение КФС	110
5. ЗАКЛЮЧЕНИЕ	114
6. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	116
7. СПЕЦИФИКАЦИЯ	118

<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>	Экономическая часть	<i>Лит.</i>	<i>Лист</i>	<i>Листов</i>
<i>Разраб.</i>							1	14
<i>Руковод.</i>								
<i>Консульт.</i>								
<i>Зав. каф.</i>								

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время улавливание аммиака из коксового газа на большинстве предприятий Российской Федерации, Украины и многих других стран зарубежья осуществляется кислым раствором или суспензией сульфата аммония по так называемым сатураторному и бессатураторному способам.

Этот многостадийный процесс с получением сульфата аммония не отвечает современным требованиям как по неблагоприятной конъюнктуре рынка серной кислоты и сульфата аммония, так и по инженерному уровню.

Многие коксохимические предприятия России имеют сульфатные отделения, подлежащие замене или реконструкции по износу оборудования, зданий, сооружений. Поэтому разработка современного способа улавливания аммиака, отвечающего перспективным требованиям конъюнктуры рынка, условиям труда, экологической и промышленной безопасности, является актуальной задачей.

Одним из перспективных технологических процессов очистки коксового газа от аммиака является круговой фосфатный способ, получивший распространение за рубежом и ранее разработанный в СССР в Уральском политехническом институте и Восточном научно-исследовательском углехимическом институте.

Цель работы на основе развития научных и инженерных основ этого способа создание и реализация в крупном промышленном масштабе модернизированной технологии очистки коксового газа от аммиака, отвечающей перспективным требованиям коксохимического производства.

Новый, наиболее экономичный способ очистки коксового газа, отвечает перспективным требованиям по условиям труда, экологической и промышленной безопасности:

1. абсорбция аммиака осуществляется селективно в тарельчато-форсуночном аппарате до остаточного содержания аммиака в газе $\leq 0,03$ г/м³; из газа абсорбируется $\leq 0,7\%$ сероводорода и $3,5\%$ цианистого водорода (от ресурсов в газе);
2. регенерацию раствора диаммонийфосфата осуществляют в колонне минимальных размеров (диаметр 1800 мм, высота 14 м) благодаря оптимизации режима барботажа на тарелках аппарата;
3. раствор перед регенерацией очищают от взвешенных загрязнений эффективным способом, что обеспечивает длительную эксплуатацию оборудования без очистки от отложений; применяют высокоэффективный и

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					2

надежный способ охлаждения регенерированного раствора; в процессе освоения технологии установлено, что принятая конструкция абсорбера обеспечивает полное улавливание аммиака при подаче регенерированного раствора в него при $t \leq 70^\circ\text{C}$;

4. В период трехлетней эксплуатации в промышленных условиях были проведены испытания добавок ортофосфорной кислоты трех сортов на восполнение потерь раствора ортофосфатов аммония; выбраны доступные сорта очищенных кислот с гарантированным их получением с предприятий-поставщиков Российской Федерации; расход ортофосфорной кислоты принят в регламенте по опыту длительной работы отделения мощностью 70 тыс. м³/ч очищаемого газа;

5. Пароаммиачная смесь после регенератора минимально загрязнена сероводородом (0,08-0,02 г/кг), что не требует ее очистки от кислых примесей перед реактором уничтожения аммиака сжиганием;

6. Создан агрегат сжигания аммиака в горизонтальном циклонном реакторе с независимыми топками сжигания коксового газа и высококонцентрированной пароаммиачной смеси; конструкция реактора позволяет получить продукты горения с минимальным содержанием оксидов азота и при охлаждении этих газов обеспечить максимальную паропроизводительность котла-утилизатора до (17 т/ч перегретого пара с давлением 1-1,4 МПа);

7. Технология оснащена АСУТП, управляется из диспетчерского пункта двумя операторами; соответствует перспективным требованиям по экологической и промышленной безопасности.

Очищенный от аммиака коксовый газ поступает в цикл конечных газовых холодильников скрубберного отделения. Из него получают основной вид продукции: сырой бензол, используемый для дальнейшей переработки с получением чистых продуктов (бензол, толуол, изомеры ксилола и др.).

Область применения выпускаемой продукции в народном хозяйстве достаточно разнообразна: авиационные моторы, автомобильные моторы (бензол применяется в смеси с бензином), производство красок и взрывчатых веществ, фармацевтическое производство (как растворитель), производство органических красителей, искусственного каучука и лаков, бензол также используется в качестве высокооктанового компонента моторного топлива.

В результате модернизации завода выполняются следующие задачи:

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					3

- изучение и внедрение новых современных достижений в технологическом процессе коксования углей, природоохранного оборудования и природоохранной деятельности;
- совершенствование организации и проведения капитальных ремонтов оборудования, его технического обслуживания и эксплуатации;
- жесткое соблюдение технологических регламентов;
- совершенствование деятельности природоохранной службы предприятия;
- привлечение всего коллектива к осознанному выполнению природоохранных мероприятий.

В качестве объекта дипломного проектирования был выбран абсорбер, предназначенный для улавливания из коксового газа аммиака раствором ортофосфатов аммония. Цель дипломного проектирования: улучшить процесс поглощения из коксового газа аммиака, путем модернизации абсорбера. Необходимость улавливания аммиака обусловлена в основном следующими причинами:

- по принятой в настоящее время технологии значительная часть аммиака, остающегося в газе, поглощается водой при конечном охлаждении и десорбируется в атмосферу на градирне;
 - аммиак совместно с находящимся в газе цианистым водородом усиливает коррозию оборудования за счет образования хорошо растворимого комплексного соединения:
- $$4\text{NH}_3 + 4\text{HCN} + \text{Fe}(\text{CN})_2 \rightarrow (\text{NH}_4)_4 [\text{Fe}(\text{CN})_6]$$
- остающийся в газе аммиак при сжигании превращается в токсичные и коррозионно-активные оксиды азота.
 - аммиак стабилизирует эмульсии воды и масла при улавливании бензола.

Все это затрудняет работу коксохимического предприятия, поэтому в соответствии с правилами технической эксплуатации допустимое содержание аммиака в газе не должно превышать 0,03 г/м³.

В настоящее время при очистке коксового газа промышленное распространение получили способы каталитического разрушения аммиака в восстановительной среде и сжигания в окислительной среде из пароаммиачной смеси.

										Лист
										4
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Повысить степень извлечения аммиака возможно при установлении секции пластинчатых тарелок на первой ступени абсорбера, а на второй ступени струнного каплеуловителя. Это позволит увеличить время контакта жидкой и твердой фаз. В результате значительно возрастет степень извлечения и селективность абсорбции аммиака из коксового газа. Улавливание аммиака будет проводиться в тарельчатом абсорбере специальной конструкции, при минимальных затратах электроэнергии на перекачку растворов.

Преимущество отечественной технологии перед зарубежной заключается в следующем: поглощение компонента (аммиака) из коксового газа производится при более высокой температуре, равной 40-45°C (по сравнению с абсорбцией водой при температуре не выше 30°C в зарубежных технологиях), что упрощает первичное охлаждение газа и не требует больших затрат на модернизацию отделения конденсации.

Недостатком является несовершенство существующей конструкции, что требует демонтажа элементов колонны.

										Лист
										5
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

1. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1. Характеристика исходного сырья и готовой продукции.

Требования к качеству данных продуктов приведены в таблице 1.1.

Таблица 1.1

Характеристика исходного сырья и готовой продукции

Наименование	Обозначение	ГОСТ, ТУ	Основные показатели	Пределы изменения параметров	Условия отгрузки и приема (тара)
1	2	3	4	5	6
1. Исходное сырье	Прямой коксовый газ	Состав зависит от шихты идущей на коксование, температурного режима и величины подводящего пространства		Содержание в 1м ³ газа, г: смолы- 100-120; аммиака- 8-12, бензола- 30-35; HCN-1,5-2,5; нафталина- 6-8; пиридиновых оснований 0,7-1,2; H ₂ S- 2-3; воды -300-400.	Поставляется через газопровод
	Кислота серная техническая (регенерированная)	ГОСТ 2184-77	Массовая доля компонентов, %	H ₂ SO ₄ -не менее 91, Fe – не более 0,2; N ₂ O ₂ – не более 0,01; нитросоединений не более 0,2	Поставляется по железнодорожным путям в цистернах

Продолжение табл.1.1

1	2	3	4	5	6
	Кислота серная укрепленная (регенерированная)	ТУ-84-505-11-90	Массовая доля компонента в, %	Fe – не более 0,15; N ₂ O ₂ – не более 0,01; остаток после прокаливания не более 0,2; H ₂ SO ₄ - не менее 75-80.	Поставляется по железнодорожным путям в цистернах
	Башенная кислота серная укрепленная (регенерированная)			N ₂ O ₂ – не более 0,01; остаток после прокаливания не более 0,3; нитросоединений не более 0,2.	Поставляется по железнодорожным путям в цистернах
	Карбамид марки "А"	ГОСТ 2081-92	Массовая доля компонента в, %	Азот в пересчете на сухое вещество не менее 46,2; биурета не более 1,4; свободного аммиака не более 0,01 (кристалл.) и 0,03 прилированного, воды не более 0,3.	

1	2	3	4	5	6
2.Готовая продукция	Коксовый газ	ТУ 14-7-48-79	Удельная теплота сгорания низшая, кДж/м ³ , Объемная доля кислорода, % Объемная доля сероводорода, % Массовая доля нафталина, % Температура, °С Содержание аммиака в газе, г/м ³	Не менее 16760 Не более 1 Не более 0,27 Не более 0,15 Зимой не ниже 25 Летом не выше 35 Не более ≤0,03	

1.2. Описание технологического процесса

Отделение улавливания аммиака предназначено для очистки коксового газа от аммиака растворами ортофосфатов, регенерации растворов, конденсации пароаммиачной смеси. Основой очистки коксового газа от аммиака растворами ортофосфатов аммония является абсорбционно-десорбционный круговой процесс, в котором протекает следующая реакция:



При температуре около 40-45⁰С раствором моноаммонийфосфата (МАФ) из коксового газа селективно абсорбируется аммиак. При температуре раствора выше 140⁰С в регенераторе диаммонийфосфат (ДАФ) гидролизуеться, выделяя аммиак, который десорбируется в пароаммиачную смесь (ПАС) посредством водяного пара.

Процесс очистки коксового газа делится на 4 основные стадии:

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		8

8. Доочистка коксового газа от каменноугольной смолы;
9. Абсорбция аммиака;
10. Очистка поглотительного раствора ортофосфатов аммония от каменноугольной смолы методом отстоя;
11. Десорбция аммиака из раствора ортофосфатов аммония водяным паром.

Образующиеся в результате процесса очистки коксового газа химические продукты передаются в другие отделения цеха для дальнейшей переработки:

Аммиачная вода и ПАС (концентрация $\text{NH}_3 \approx 20\%$ масс.) – в отделение сжигания; каменноугольная смола – в отделение конденсации.

Для отчистки коксового газа от аммиака круговым фосфатным способом используется кислота ортофосфорная – термическая, марка Б, сорт 1, ГОСТ 1678-76. Кислота приходит в железнодорожных цистернах с концентрацией не менее 73%.

Коксовый газ после нагнетателей имеет температуру $60 \pm 5^\circ\text{C}$. При транспортировке по газопроводу до абсорберов отделения очистки коксового газа круговым фосфатным способом, температура газа снижается на $5-10^\circ\text{C}$.

Содержание аммиака в газе перед абсорберами $10-14 \text{ г/нм}^3$. Содержание аммиака после абсорбера не должно превышать $0,03 \text{ г/нм}^3$. Очищенный от аммиака коксовый газ направляется в конечные газовые холодильники скрубберного отделения.

Тарельчатая часть абсорбера орошается раствором МАФ, подаваемым насосом (поз.15а) из сборника МАФ (поз.3) на десятую тарелку. Расход раствора в абсорбер №3 регулируется посредством сброса излишков через клапан (поз.2-3) в сборник МАФ (поз.3).

Предусмотрена также возможность перетока раствора в сборники ДАФ №3 (поз.4). Раствор ДАФ самотеком перетекает из сборника ДАФ №3 (поз.4), в механизированный осветлитель, отстаиваясь от смолы.

Смола из верхней части сборника ДАФ-3 методом подъема уровня раствора самотеком периодически выводится в сборник смолы №3 (поз.16).

Регенерация раствора - извлечение из него аммиака происходит следующим образом. Раствор из сборника ДАФ №3 (поз.4) насосами ДАФ (поз.12 или 13) подается в регенератор №3 (поз.1) через теплообменник (поз.10).

Нагретый в теплообменниках до температуры $115-130^\circ\text{C}$, раствор ДАФ поступает на тарелку № 29, 31 или 33 регенератора №3. Предусмотрена также подача раствора на тарелку №16 респиратора. При работе регенератора №3

										Лист
										9
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

(поз.1) горячий раствор ДАФ подается на тарелку №10 или 12, в качестве рефлюкса на тарелку №16 или 18 подается холодный раствор ДАФ, идущий мимо теплообменника (поз. 10).

Температура раствора ДАФ, подаваемого в регенератор, регулируется клапаном на линии подачи раствора, минуя теплообменник. При прохождении раствора через тарелки сверху вниз из него острым паром при температуре 140-170°C и давлении 0,4-0,8 МПа десорбируется аммиак.

Острый пар подается в регенератор под глухую тарелку №1. Для поддержания необходимого теплового баланса, раствор ортофосфатов аммония с тарелки №1 регенератора выводится в испаритель для дополнительного нагрева глухим водяным паром. Возврат раствора в регенератор осуществляется под тарелку №1. Соотношение острого и глухого пара регулируется для поддержания постоянной плотности (концентрации) раствора ортофосфатов аммония.

Предусмотрена подача ретурного пара после испарителя (поз.17) в качестве острого в регенератор (поз.1).

Регенерированный раствор МАФ (при мольном соотношении равном 1,25) из нижней части регенератора (поз.1) последовательно проходит через теплообменник (поз.5), в котором отдает тепло поступающему в регенератор раствору ДАФ, и с температурой 80 - 90°C стекает в сборник МАФ (поз.3). Уровень раствора в кубе регенератора поддерживается регулятором уровня. Для поддержания концентрации не более 3,5 моль/л в сборник МАФ, по мере необходимости, подается паровой конденсат насосом.

Сборник смолы (поз.18), сборник ДАФ №3 (поз.4) обогреваются паром.

Часть смеси паров аммиака и воды (20% объемных аммиака и 80% воды) с температурой 150-175°C из верха регенератора (поз.1) поступает в параллельно работающий конденсатор (поз.9), охлаждаемый водой водооборотного цикла. Конденсат (аммиачная вода) поступает самотеком из конденсатора (поз.9) в сборник аммиачной воды (поз.38). Воздушники сборников аммиачной воды (поз.34) подсоединены через коллектор к газопроводу на всас газодувных машин и находятся под вакуумом. Аммиачная вода из сборников насосом (поз.46 или 46а) подается в десорбер №1 отделения сжигания.

Остальная часть пароаммиачной смеси из регенератора (поз.1) подается напрямую в десорбер (51) отделения сжигания с целью уменьшения расхода острого пара в десорбер и количества отходящей воды после десорбера.

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					10

1.3. Материальные и тепловые балансы

1.3.1. Исходные данные:

1. Температура газа после первичных газовых холодильников; °С 35;
2. Содержание аммиака в газе, г/нм³:
 - перед абсорбером аммиака 10,5;
 - после абсорбера аммиака 0,03;
3. Температура верха регенератора ортофосфатов аммония, °С 165;
4. Температура в кубе регенератора ортофосфатов аммония, °С 175.

Абсорбция аммиака из коксового газа:

Материальный и тепловой баланс абсорбции аммиака и регенерации ортофосфатного раствора составляют для условий возврата водного аммиака, получаемого в конденсаторе, в прямой коксовый газ (максимальные расходные показатели – рецикл аммиака в газ 20%).

При этом содержание аммиака в прямом газе 10,5 г/нм³ расчетное содержание его перед абсорбером составит г/нм³:

$$10,5 \cdot 1,2 = 12,6$$

Орошение производится раствором моноаммонийфосфата (МАФ) с мольным соотношением аммиак: фосфорная кислота 1,25. Насыщение поглотителя ведется до мольного отношения аммиак: фосфорная кислота 1,9.

Весовая концентрация рабочего раствора принимается равной 40%, что в мольном выражении равно моль/кг:

$$\frac{400}{98 \cdot 1 + 17 \cdot 1,25} = 3,35$$

где: 98 и 17 – молекулярные массы фосфорной кислоты и аммиака, соответственно.

Аммиакоемкость рабочего раствора, г/л:

$$17 \cdot 3,35(1,9 - 1,25) = 37$$

Требуемое количество раствора для улавливания аммиака, кг/нм³ газа:

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					11

$$\frac{12,6 - 0,05}{17 \cdot 3,35(1,9 - 1,25)} = 0,339$$

где: 12,6 и 0,05 – содержание аммиака в газе до и после абсорбера, соответственно, г/м³.

При очистке коксового газа выделяется тепла, ккал/нм³:

$$\frac{21,2 \cdot (12,6 - 0,05)}{17} = 15,65$$

Принимая, что 85% тепла связывания аммиака с моноаммонийфосфатом расходуется на испарение воды из раствора, количество тепла передаваемого в газ, составит, ккал/нм³:

$$15,65 \cdot 0,85 = 13,3$$

При температуре 40°C скрытая теплота испарения воды равна 574,7 ккал/кг. В газ испариться воды из раствора, кг воды/нм³ сухого газа:

$$\frac{13,3}{574,7} = 0,023$$

Перед нагнетателями расчетная температура насыщенного влагой газа, принимается равной 30°C. При этой температуре энтальпия газа равна 32,24 ккал/нм³. При компримировании газа в нагнетателях энтальпия (по расчету) возрастает на 10 ккал/нм³. Энтальпии 42,24 ккал/нм³ соответствует температура газа, насыщенного влагой, 36°C. С учетом этого в первой ступени абсорбера аммиака с циркуляционным орошением без отвода тепла газ будет охлаждаться до температуры 36°C в испарительном режиме. Влагосодержание газа на входе в абсорбер аммиака 61,50 г/нм³ (t=39,5°C).

Влагосодержание газа на выходе из абсорбера, г/нм³:

$$61,5 + 23 = 84,5$$

Температура газа соответствующая этому влагосодержанию, равна 45°C, что допустимо. В материальном балансе не учитывается поглощение кислых компонентов из газа фосфатным раствором, т.к. это поглощение незначительно и не превышает 1% от содержания этих компонентов в коксовом газе. Материальный баланс абсорбции аммиака приведен в виде таблицы 1.2.

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		12

Материальный баланс абсорбции аммиака из коксового газа
(кг/1000 нм³ газа)

Наименование	Приход	Расход
1.Кокосовый газ		
- сухой коксовый газ	440	440
- аммиак	12,6	0,05
- водяные пары	61,5	84,5
2. Фосфатный раствор		
- аммиак	23,15	35,7
- фосфорная кислота	106,82	106,82
- вода	194,95	171,95
Итого:	839,02	839,02

Тепловой баланс абсорбции аммиака из коксового газа составлен в кг/1000нм³ газа.

Приход тепла: (ккал/1000 нм³ газа):

1. С газом, в том числе:

- с аммиаком

$$12,6 \cdot 39,5 - 0,503 = 250,34$$

- с водяными парами

$$61,5 \cdot (595 + 0,434 \cdot 39,5) = 37646,795$$

$$Q = 250,34 + 37646,795 = 37897,14$$

2. Тепло связывания аммиака

$$12550 \cdot 21,2 / 17 = 15650,59$$

3. С фосфатным раствором

$$324,92 \cdot 40 \cdot 0,764 = 9929,55$$

Итого приход тепла 63477,28.

Расход тепла: (ккал/1000 нм³ газа):

1. С газом, в том числе:

- с аммиаком

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		13

$$0,05 \cdot 45 \cdot 0,503 = 1,13$$

- с водяными парами

$$84,5 \cdot (595 + 0,434 \cdot 45) = 51927,78$$

2. Тепло, уносимое выходящим фосфатным раствором:

$$314,47 \cdot 0,764 \cdot t = 240,25 \cdot t$$

3. Потери тепла в окружающую среду 2%.

$$Q_{\text{расх}} = 51927,78 + 1,13 + 240,25 \cdot t + 0,02 \cdot (1,13 + 51927,78 + 240,25 \cdot t) = 52967,49 + 245,05 \cdot t$$

Температура выходящего из абсорбера раствора находится из уравнения теплового баланса:

$$t = (63477,28 - 52967,49) / 245,05 = 43^\circ\text{C}$$

Тепло, уносимое выходящим фосфатным раствором:

$$240,25 \cdot 43 = 10301,92$$

Тепловой баланс абсорбции аммиака приведен в таблице 1.3.

Таблица 1.3

Тепловой баланс абсорбции аммиака (ккал/1000нм³ газа)

Наименование	Приход	Расход
1. С газом, в том числе		
- с аммиаком	250,34	1,13
- с водяными парами	37646,8	51927,78
2. С фосфатным раствором	9929,55	10301,92
3. Тепло связывания аммиака	15650,59	
4. Потери тепла в окружающую среду		1246,45
Итого:	63477,28	63477,28

2.4. Автоматизация и контроль производства

Основными задачами, решаемыми системой управления установки улавливания аммиака, являются автоматический контроль и регулирование

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		14

основных технологических параметров, безопасное ведение технологического процесса и безаварийная работа установки.

Реализацию автоматизированной системы контроля и управления установки очистки коксового газа круговым фосфатным способом предусматривается осуществить на базе современной измерительной, микропроцессорной и вычислительной техники.

Структура комплекса технических средств (КТС) автоматизированной системы управления технологическим процессом (АСУТП) установки очистки коксового газа от аммиака состоит из трех уровней:

- первый уровень - преобразователи, блоки питания, исполнительные механизмы;
- второй уровень - многофункциональные управляющие микропроцессорные контролеры с широким набором модулей;
- третий уровень - станция управления на базе промышленных ПЭВМ (компьютеров).

К основным задачам, решаемым на первом уровне относятся:

- сбор информации от датчиков;
- преобразование сигналов;
- передача сигналов на контролеры.

На первом уровне автоматизированной системы управления используются и средства автоматизации, приборы изготовляемые отечественной промышленностью с унифицированным сигналом постоянного тока 0-5 или 4-20 мА.

Выбор датчиков для измерения расхода, давления, температуры и уровня жидкости в сборниках обуславливается наличием на установке взрывоопасных газов, коррозионно-активных сред. С помощью датчиков и преобразователей вся необходимая текущая информация о состоянии технологического процесса передается в информационно-управляющую часть АСУТП, где эта информация сравнивается с заданием системы управления. Результаты сравнения анализируются, а затем вырабатываются решения.

На втором уровне решаются следующие задачи:

- автоматизированная обработка сигналов и выдача управляющих воздействий на исполнительные механизмы;
- контроль правильности ведения технологического процесса;

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					15

- управление сигнализацией и блокировкой.

На втором уровне используются многофункциональные контролеры серии ADAM-5510 фирмы Adventech (производство Южной Кореи), одного из мировых лидеров по изготовлению промышленных контролеров.

Основными функциями контролеров являются:

- прием сигналов от датчиков и переработка их в цифровую форму, обрабатывает их по записываемой программе;
- выдача управляющих сигналов на исполнительные механизмы (регулирование и блокировка);
- передача всей цифровой информации на две абсолютно идентичные станции управления.

Контролеры “питаются” от трех источников питания. Источники питания взаиморезервированы. Взаиморезервированы все модули обработки входных сигналов и выходные модули.

На третьем уровне решаются следующие задачи:

- непрерывная индикация на дисплеях ответственных параметров установки;
- контроль по запросу оператора всех параметров установки;
- контроль за работой технологического оборудования;
- выдача оператору через дисплей предаварийных и аварийных сообщений о ходе технологического процесса;
- выдача на дисплей по выходу из аварийных ситуаций;
- архивирование.

Третий уровень КТС АСУТП состоит из двух станции управления, состоящих из промышленных компьютеров.

Станции управления обеспечивают автоматический обегаящий контроль и сигнализацию большого числа технологических параметров, облегчают труд оператору благодаря их быстрдействию и предоставлении информации в компактной и удобной форме.

Анализ требований, предъявляемых к АСУТП для управления технологическим процессом улавливания аммиака из коксового газа, показал, что АСУТП должна обеспечивать:

- сопряжение с преобразователями и датчиками локальной системы автоматизации КИП и А отделения улавливания;

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					16

Спецификация средств автоматизации

Обозначение	Наименование узла контроля и автоматического регулирования	Значение параметра по регламенту	Позиция элемента	Наименование прибора, его краткая техническая характеристика	Тип прибора	Место установки
1	2	3	4	5	6	7
<u>TIR</u> 1	Изменение регистрация и контроль температуры в колонне	От 95 до 115°С.	1-1 1-2 1-3 1-4	Термоэлектрический термометр ТХК Предел измерений (0-600 °С). Условное давление 25 МПа. Рабочая длина. Нормирующий преобразователь ИП-ТЛ-1Н. Рабочее давление 25 МПа. Электропневматический преобразователь Ш-705; класс точности 0,5; масса 3 кг; потребляемая мощность 8,5 Вт. Вторичный пневматический регистрирующий прибор ПКР 1; класс точности 0,5.	ТХМ-284 ИП-ТЛ-1Н Ш-705 ПКР-1	На месте На щите На щите На щите
<u>TIR</u> 2	Измерение температуры потока на входе в колонну	80°С.	2-1 2-2	Термоэлектрический преобразователь; термопара хромельконелевая. Устройство контроля и регистрации; шкала 0-600°С; класс точности 0,5.	ТХК-0515 ФЦЛ	На месте На щите

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата
------	------	----------	---------	------

Продолжение табл. 1.4

1	2	3	4	5	6	7
<u>PIR</u> 3	Измерение, регистрация давления в колонне	0,5-0,6 МПа	3-1	Измерительный преобразователь давления; рабочее давление 0,25 кПа; допустимая погрешность 0,5%.	Сапфир 22 ДИВ	На месте
			3-2	Вторичный пневматический регистрирующий прибор А-542; длина шкалы и ширина ленты–100мм; класс точности 0,5.	А-542	На щите
<u>FIRK</u> 4	Регулирование расхода отбора фракций	98,6 кг/ч	4-1	Сужающее устройство: перепад давлений от 0 до 2500 кгс/м; класс точности 1.	ДК-6-150	На месте
			4-2	Передающий преобразователь расхода; рабочее давление 0,25 кПа; допустимая погрешность 0,5%.	13 ДД 11	На месте
			4-3	Пневматический самопишущий прибор. Расход воздуха 420 г/л; габаритные размеры 160*120*438.	ПВ 1029	На щите
			4-4	Диафрагма камерная, перепад давления от 0 до 2500 кгс/м; класс точности 1.	ДК	На щите
<u>TRC</u> 5	Регулирование температуры отбора фракций	75..80°С.	5-1	Термоэлектрический термометр ТХК Предел измерений (0-100°С).	ТХМ-284	На месте
			5-2	Нормирующий преобразователь ИП-ТЛ-1Н.	ИП-ТЛ-1Н	На щите
			5-3	Электропневматический преобразователь Ш-705; класс точности 0,5; потребляемая мощность 8,5 Вт.	Ш-705	На щите
			5-4	Вторичный пневматический регистрирующий прибор ПКР 1; класс точности 0,5.	ПКР-1	На щите

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		20

1.5. Водные и энергетические ресурсы

В таблице 1.5 приведены нормы расхода воды и энергоносителей, необходимых для нормальной работы отделения. Основные показатели приняты на основе практических данных эксплуатации аналогичной установки на КОО «Кокс».

Таблица 1.5

Таблица используемых энерго и теплоносителей

Наименование тепло и энергоносителя	Наименование показателя, единица	Норма расхода по проекту
1.Электрэнергия	Энергия, кВт·ч	268
2.Пар на технологические нужды	Теплота, Гкал	7,2
3.Технологическое топливо (коксовый газ)	Объемный расход, нм ³ /ч	480
4.Вода техническая	Объемный расход, м ³ /ч	240
5.Вода химочищенная	Объемный расход, м ³ /ч	16
6. Пар острый	Теплота, Гкал	4,6
7. Пар мягкий	Теплота, Гкал	2,6

3. КОНСТРУКТОРСКАЯ ЧАСТЬ

3.1. Техническое задание

Основная цель данного раздела: необходимо спроектировать установку улавливания аммиака круговым фосфатным способом производительностью 62 тыс. м³/час коксового газа.

Материальная часть: колонна абсорбционная тарельчатого типа предназначена для очистки коксового газа от аммиака раствором ортофосфатов аммония.

Технические требования к абсорберу:

- | | |
|--|---|
| 5. Производительность по газу | 350 тыс. тонн в год. |
| 6. Рабочее давление | 0,03 МПа. |
| 7. Температура рабочая | (+39 ÷ +43)°С. |
| 8. Минимальная допустимая температура стенки | -40°С. |
| 9. Среда в аппарате | - коксовый газ;
- раствор моноаммоний фосфата;
- раствор диаммоний фосфата. |
| 10.Срок службы аппарата | - не менее 15 лет. |

Назначение и область применения

1. Абсорбер входит в состав установки очистити коксового газа от аммиака.
2. Аппарат устанавливается на открытой площадке.
3. Нормативный скоростной напор ветра на высоте 10 м, кгс/м² – 38.
4. Нормативный вес снегового покрова, кгс/м² 150.
5. Сейсмичность района установки аппарата до 7 баллов по 12-ти бальной шкале.
6. Климатическое размещение аппарата по ГОСТ 15150-69-У1.

3.2. Литературно-патентный поиск

3.2.1. Типовые конструкции абсорберов

Анализ типовых конструкций абсорберов. Абсорбер основной аппарат установки, в которой осуществляют абсорбцию. В абсорбере (часто называется также скруббером) создается развитая поверхность соприкосновения газа и жидкости. Известно несколько типов абсорберов. Насадочный абсорбер (рис.3.1) представляет собой металлическую или керамическую колонну, внутри которой имеется несколько горизонтальных решёток 1 с расположенными на них слоями насадки 2 (кокс, металлические или керамические кольца, деревянные решётки, камни и др.), предназначенной для увеличения поверхности соприкосновения газа с жидкостью. Смесь газов поступает в нижнюю часть колонны по трубопроводу, а абсорбент, подаваемый по трубе 4, стекает вниз по насадке навстречу поднимающейся смеси газов. В результате противоточного контактирования газа и жидкости происходит наиболее полное растворение поглощаемых компонентов газовой смеси в абсорбенте. Не поглощенные компоненты газовой смеси удаляются из абсорбера по трубопроводу 5, а насыщенный абсорбент вытекает снизу по трубопроводу 6. Конусы 7 между секциями насадки 2 направляют абсорбент, вытесняемый газом к стенке абсорбера, к центру для более равномерного орошения.

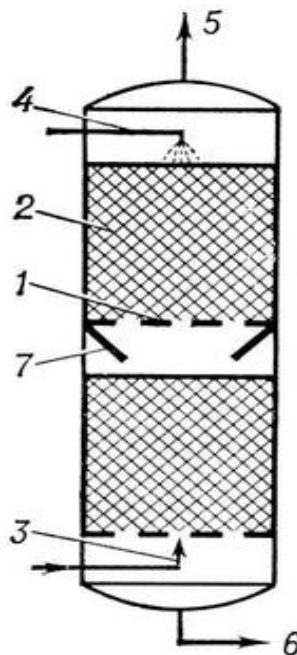


Рис.3.1. Насадочный абсорбер.

Более сложен абсорбер представляющий собой колонну (рис.3.2), в которой вместо решёток и насадки установлены тарелки 1, снабженные патрубками 2, колпачками 3 с зубчатыми краями и переливными трубками 4. Абсорбент стекает с тарелки на тарелку по переливным трубкам, а смесь газов движется снизу вверх, барботируя через слой жидкости. При прохождении между зубьями колпачков газовый поток разбивается на множество мелких пузырьков, что обеспечивает большую поверхность соприкосновения газа и жидкости. В ряде случаев вместо тарелок с колпачками устанавливаются тарелки, в которых просверлено большое число отверстий - ситчатые тарелки.

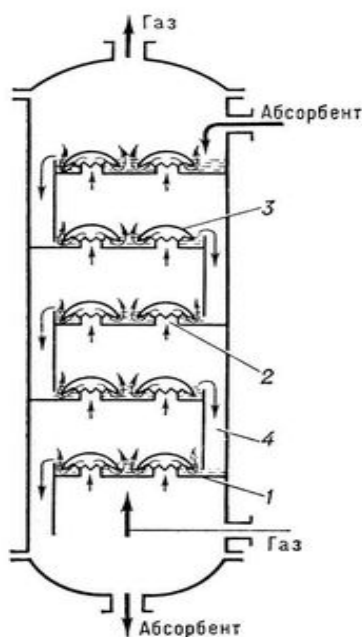


Рис.3.2. Тарельчатый абсорбер с колпачками.

В процессах, где газ хорошо растворяется в абсорбенте, часто применяют абсорберы, в которых газ проходит над поверхностью жидкости (турилла) или жидкость распыляется в газе на мелкие капли форсунками, вращающимися дисками или турбинками. Абсорберы широко применяют в различных отраслях промышленности.

3.2.1.1. Абсорбер осушки газа.

Абсорбер осушки газа (рис.3.3.), далее абсорбер, предназначен для предварительной очистки природного и попутного нефтяного газа от жидкости и механических примесей, осушки его жидкими сорбентами, доулавливания жидкого сорбента, уносимого потоком осушенного газа.

В обоснованных случаях по согласованию с ЗАО "Нефтехиммаш" допускается применение абсорбера для других объектов и обрабатываемых сред. Абсорбер может эксплуатироваться в районах Крайнего Севера и в районах с умеренным климатом. Устанавливается на открытых площадках, в обогреваемом или не обогреваемом помещениях.

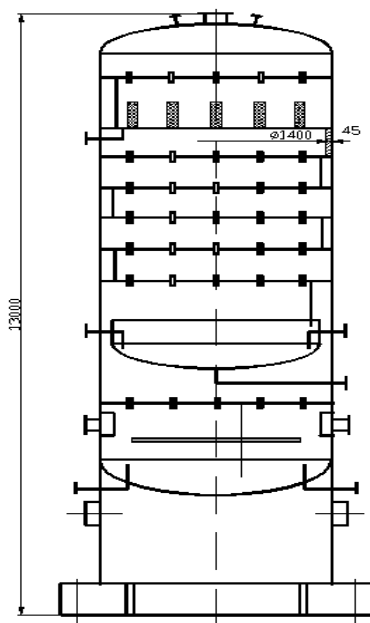


Рис.3.3. Абсорбер для очистки природного газа от жидкости и механических примесей

Основным конструкционным материалом абсорбера являются низколегированные стали, внутренних устройств - хромистые и хромоникелевые стали. Конструкция аппарата в целом и его отдельных узлов разработана на основе современных научных исследований, опытно-конструкторских работ и предусматривает максимальную унификацию внутренних устройств. Абсорберы могут быть поставлены на внутренний рынок и за рубеж.

Аппарат является многофункциональным агрегатом, выполняющим функции предварительной сепарации газа (сепарационная секция), абсорбции (массообменная секция), окончательной очистки газа (секция окончательной очистки газа). Сепарационная секция состоит из двухступенчатого сетчатого отбойника. Массообменная секция состоит из четырех ступеней контакта. Каждая ступень представляет собой контактно-сепарационную тарелку с массообменными элементами. Секция окончательной очистки газа представляет собой ступень из тарелки с фильтр-патроном и тарелки с сепарационными элементами.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						27

Габаритные размеры, мм:	
- диаметр	1400
- высота	13000
Масса, кг	38700

3.2.1.2. Абсорбция аммиака из ретурного газа оборотной водой.

До реконструкции очистка ретурного газа проводилась в двух последовательных аппаратах, снабженных керамическими кольцами Рашига. Орошение осуществлялось оборотной водой с большим количеством примесей. Насадка постоянно забивалась отложениями, что приводило к остановке аппаратов и нарушению режима. Содержание аммиака в очищенном газе превышало норму от 3 до 15 раз.

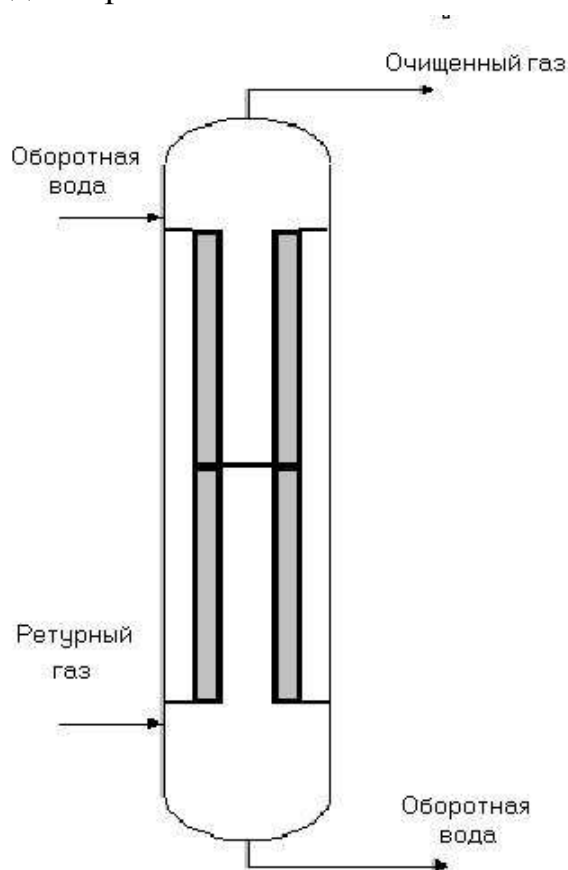


Рис.3.4. Абсорбер с насадкой “петон”.

В настоящее время смонтирована насадка “петон” в виде пакета, имеющего вид круглого стакана с применением специальных незасоряющихся распределителей жидкости. Для очистки пакет может легко демонтироваться через разъемный верхний фланец аппарата.

Результат:

- содержание аммиака в очищенном газе не превышает норму при работе только одного аппарата;
- сократился расход оборотной воды в 2,5 раза;
- исключились забивания насадки отложениями оборотной воды, очистка куба колонны от отложений осуществляется только во время ремонта производства.

3.2.1.3. Абсорбер К-100 поташной очистки синтез-газа $D=4000$ мм

В абсорбере К-100 производительностью 65 тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$ по синтез-газу при давлении 10 атм. осуществляется очистка синтез-газа (CO_2 - 18% об.) от CO_2 методом двухпоточной подачи раствора поташа. Концентрация KHCO_3 в тонко регенерированном растворе поддерживается не менее 7-10%, в грубо регенерированном 12-18%. Норма содержания CO_2 в очищенном газе не более 1,0% об.

Ранее, при применении насыпных керамических седел «Инталокс», содержание CO_2 в очищенном газе составляло 1,2 – 1,5% об., при норме не более 1% об. В течении 25 дней проведена замена противоточной насадки на перекрестноточную регулярную насадку “петон” из нержавеющей стали во всей колонне.

В абсорбере применена конструкция со “спиральным” расположением насадки “петон”. Обеспечено пятикратное увеличение пути газа на всей высоте колонны.

Впервые в мировой практике поташной очистки газа осуществлено внедрение регулярной насадки с перекрестноточной организации контакта фаз.

Достигнуто:

- устойчивое содержание CO_2 в очищенном газе не более 0.3 - 0.4% об;
- снижены расходы тонко регенерированного с 250 до 185-220 $\text{м}^3/\text{ч}$ и грубо регенерированного с 450 до 360 $\text{м}^3/\text{ч}$;
- насадка работает более 10 лет без ремонта и обслуживания, осмотр насадки осуществляется через специальные люки-лазы в горизонтальных перегородках без разбора пакетов насадки.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						30

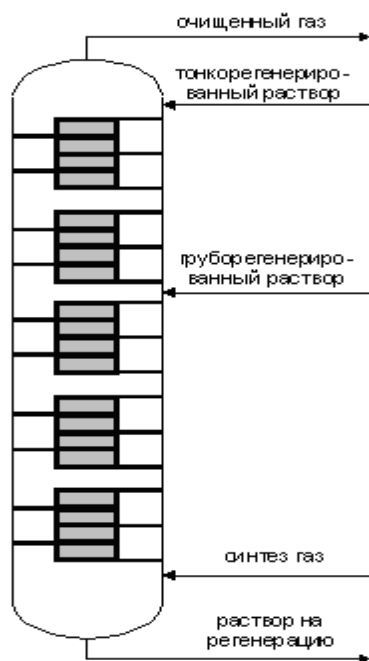


Рис.3.5. Абсорбер К-100 поташной очистки синтез газа от CO_2

3.2.1.4. Абсорбер Т-2501 гликолевой осушки пирогаза

В абсорбере Т-2501 $D=2850$ мм по проекту фирмы LINDE при производительности по пирогазу 106 т/ч и давлении 18 атм. осуществляется гликолевая осушка от влаги раствором ДЭГа. Норма потерь ДЭГа - не более 5,5 кг/ч. Фактически потери ДЭГа составляли при нагрузке по пирогазу 104 т/ч - не менее 12,1 кг/ч. При нагрузке 115 т/ч – до 72,5 кг/ч.

Проведена замена существующего противоточного отбойника на перекрестноточный отбойник “петон”. В абсорбере применена конструкция отбойника с “шахматным” расположением насадки “петон”. Обеспечен посекционный отвод жидкой фазы из объема насадки.

Достигнуто:

- Потери ДЭГа при производительности 106 т/ч составили не более 2,1 кг/ч.
- Повышена производительность установки по пирогазу до 116 т/ч. При этом потери ДЭГа не превышают 3,3 кг/ч.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						31

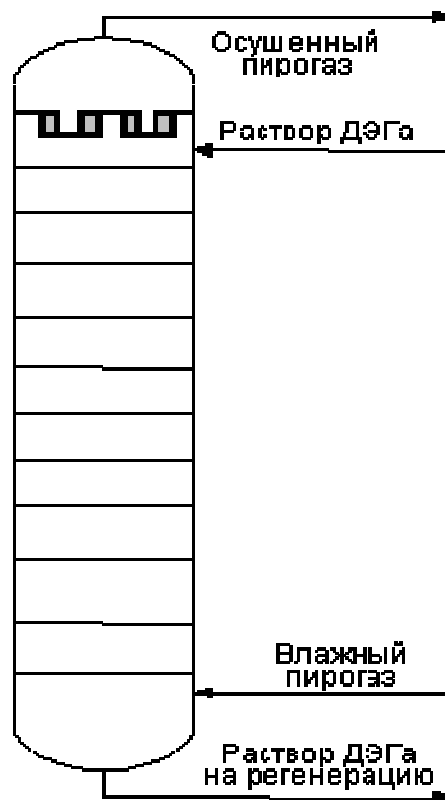


Рис.3.6. Абсорбер Т-2501 гликолевой осушки пирогаза.

3.2.1.5. Абсорбер аминовой очистки природного газа

На установке Оренбургского ГПЗ процесс аминовой очистки газа согласно проекта TECHNIP осуществляется в две “полунитки” при давлении 55 атм. с использованием в качестве абсорбента водного раствора амина. Проектная мощность составляет 5 млрд. м^3 газа в год. Процесс был рассчитан на переработку газа Оренбургского месторождения с содержанием H_2S до 1,64% об. и CO_2 до 0,9% об. при получении очищенного газа с содержанием H_2S не менее 20 $\text{мг}/\text{м}^3$. Содержание CO_2 не регламентируется и составляет более 200-400 $\text{мг}/\text{м}^3$. Рабочим раствором амина на установке является раствор с содержанием 9-10 % ДЭА и 13-15 % МДЭА.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						32

- обеспечена переработка смеси газов Оренбургского и Карачаганакского месторождений (H_2S – 2,4% об., CO_2 – 2,1% об.);
- сохранен состав раствора амина на прежнем рабочем уровне;
- сокращено соотношение амин/газ на 25% содержание кислых компонентов в очищенном газе составило по сероводороду согласно требованиям (не более 2 мг/м³), по CO_2 – “следы” (не более 1 мг/м³). Следует сказать, что на второй “полунитке” в абсорбере Т-201А с насадкой кольца Палля содержание CO_2 при переработке смеси газов превысило 1000 мг/нм³;
- снизилось содержание H_2S в регенерированном растворе с 0,8 до 0,42 г/л;
- сократился удельный расход водяного пара в кипятильники десорбера до 10%;
- абсорбер и десорбер работают устойчиво в широком диапазоне нагрузок по сырью;
- исключился процесс “вспенивания” в нижней части десорбера;
- унос амина с газом из абсорбера – минимальный.

3.3. Конструкция и принцип работы

Конструкция. Абсорбер аммиака – представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с эллиптической приварной крышкой и эллиптическим днищем с вертикальной цилиндрической опорой. В средней части корпуса аппарата диаметром 3200 мм монтируются десять тарелок.

В верхней части аппарата устанавливается глухая сепарационная тарелка, имеющая 40 струнных каплеуловителей типа КС-430 (ТУ 26-02-1109-89), изготавливаемых Саратовским заводом нефтяного машиностроения. Тарелка состоит из двух отбойников, в каждом отбойнике вмонтированы 20 кассет. Кассета представляет собой каркас прямоугольного параллелепипеда с плотно натянутой проволокой из нержавеющей стали. Кассета крепится в отбойнике на шпильках.

В средней части аппарата монтируются десять 2-х ходовых пластинчатых тарелок. Рабочим элементом каждой тарелки являются 4 полотна, выполненных из пластин. Каждое полотно набирается из пластин с углом наклона к горизонту 20°. Два центральных полотна имеют одно направление движению газа, периферийные полотна имеют противоположное направление.

						<i>Лист</i>
<i>Изм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Подпись</i>	<i>Дата</i>		34

Аппарат снабжен люками. Для очистки пластинчатых тарелок предусмотрен люк диаметром 800 мм. Всего в аппарате расположено пять люков: один в нижней полой части абсорбера (для осмотра днища); два люка в средней части абсорбера предусмотренных для осмотра, замены отводящих труб и каплеуловителя; два в верхней части для прочистки глухой сепарационной тарелки и люк для осмотра и ремонта пластинчатых 2-х ходовых тарелок.

В нижней части аппарата расположены технологические штуцера для термометра сопротивления и ртутного термометра находящиеся на расстоянии 400 мм друг от друга по горизонтали. Здесь же расположен штуцер для пропарки аппарата. Аппарат снабжен технологическими штуцерами для подачи раствора моноаммонийфосфата на 8-ю и 6-ю тарелки верхнего контура.

Для отвода раствора диаммонийфосфата с глухой сепарационной тарелки предусмотрена отводная труба, отводящая раствор на 8-ю тарелку. В верхней части и в нижней располагаются штуцера для входа (низ) и выхода (верх) коксового газа диаметром 1000 мм. Абсорбер устанавливается на цилиндрической опоре диаметром 3760 мм, с двумя люками-лазами.

Принцип работы: абсорбер работает по принципу противотока; газ подается в абсорбер под нижнюю тарелку, в верхней части колонны происходит орошение коксового газа раствором ортофосфатов аммония МАФ. При этом происходит одновременно абсорбция из газа аммиака. Для обеспечения длительной непрерывной работы установки очистки газа необходимо исключить загрязнение каменноугольной смолой растворов ортофосфатов аммония, подаваемых в теплообменную аппаратуру и регенератор.

Жидкость с вышележащей тарелки поступает на центральные полотна, дробится газом, выходящим из зазора между пластинами на капли и увлекается к брызгоотбойнику, установленному на боковом сегменте тарелки. Там дробление жидкости повторяется. В конце участка периферийных полотен жидкость сливается в карман тарелки и поступает на центральный участок нижележащей тарелки. Вывод насыщенного раствора из абсорбера производится из кольцевого кармана существующего отбойника с радиально-щелевым распределением газа. Регенерация раствора ДАФ – извлечение из него аммиака.

Раствор из сборника ДАФ 3 насосами подается в регенератор через теплообменники. Регенерированный раствор МАФ последовательно проходит через теплообменники, в которых отдает тепло поступающему в регенератор раствору ДАФ, и с температурой 60-70°C стекает в сборник МАФ.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						35

Содержание аммиака в газе после абсорбера не должно превышать $0,05 \text{ г/м}^3$. Гидравлическое сопротивление абсорбера зависит от нагрузки по газу, при нагрузке $80000 \text{ м}^3/\text{ч}$ не должно превышать 580 мм вод.ст. Очищенный от аммиака коксовый газ направляется в конечные газовые холодильники бензольного отделения.

3.3.1. Запуск абсорбера аммиака в работу

Абсорбер поставить под газ:

11. Открыть задвижку М6-146 на свече абсорбера, подать пар в абсорбер и по линии дренажа в газопровод выхода газа с абсорбера. Произвести продувку паром на свечу абсорбера в течении 10-15 минут (с момента появления пара на свече).
12. После продувки паром приоткрыть задвижку М6-115, абсорбер продуть газом на свечу. Непрерывно производить анализ коксового газа на содержание кислорода. При устойчивом содержании кислорода в газе не более 1% закрыть задвижку М6-146 на свече абсорбера.
13. Запустить насос (поз.15а) и подать раствор на орошение абсорбера по контуру циркуляции сборник (поз.17) – насос (поз.15а) – абсорбер (поз.2) -сборник (поз.17).
14. При расходе раствора не более $15 \text{ м}^3/\text{ч}$, запустить контур циркуляции раствора по схеме насос (поз.15а) – сборник ДАФ (поз.4) – насос (поз.13) – теплообменник (поз.10) – регенератор (поз.1) – теплообменник сборник МАФ (поз.3) – насос (поз.15а) – сборник (поз.6) – абсорбер (поз.2).
15. Запустить контур циркуляции раствора через холодильники (поз.37) сборник (поз.44) – насос (поз.53).
16. Подать техническую воду на конденсатор (поз.9). Открыть задвижки на подаче пароаммиачной смеси из регенератора в конденсатор и на воздушнике после конденсатора.
17. Подать острый пар в регенератор постепенно увеличивая расход пара до регламентного и давление в регенераторе до $0,4-0,5 \text{ МПа}$. Провести наладку регуляторов давления и расхода пара в регенераторе. Пароаммиачная смесь направляется в конденсатор (поз.9), сборник аммиачной воды (поз.32).
18. Подать техническую воду в холодильники (поз.47) одновременно с подачей острого пара в регенератор, контролируя охлаждение раствора до температуры не ниже 35°C . Включить регулятор температуры раствора МАФ после

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						36

холодильника и поддерживать температуру подаваемого в абсорбер раствора на регламентном уровне (40 °С).

19. Увеличить расход раствора в контуре циркуляции через регенератор до регламентного, подать глухой пар в испаритель и вывести регенератор на регламентный режим работы.
20. Открыть газовую задвижку на входе в абсорбер М6-115 полностью.
21. Открыть задвижку М6-116 после абсорбера на сатуратор.
22. Постепенно нагружать абсорбер по газу, закрывая задвижку М6-36 на газопроводе мимо абсорбера и открывая задвижку М6-39 мимо сатуратора на конечное охлаждение газа. При этом необходимо следить за давлением газа после нагнетателей, поддерживая связь с машинным залом.
23. Вывести абсорбер на регламентный режим работы. Перекрыть газ на сатуратор. Пуск абсорбера аммиака без предварительной продувки паром и газом – запрещен. Гидравлическое сопротивление абсорбера не должно превышать 580 мм. вод. ст.
24. Подать 1-2 м³/ч раствора на ротоклон (поз.28) от насоса (поз.53а, б).
25. Контролировать плотность и концентрацию раствора в контуре. Регулируя расход глухого пара в испаритель, добиться постоянства плотности и концентрации раствора на регламентном уровне.
26. Аммиачную воду из промборника после конденсатора периодически откачивать в хранилище аммиачной воды.
27. Регулируя расход раствора на абсорбер, расход пара в регенератор, вывести установку на режим, при котором соотношение аммиак: фосфорная кислота в растворе после первой ступени абсорбера составит 1,9 и после регенератора не более 1,25.

Режим работы абсорбера: так как процесс очистки коксового газа от аммиака фосфатным способом является непрерывным, то время работы аппарата в условиях непрерывного производства равно 8712 часа в год, с простоем на текущем ремонте 48 часов при подключении резервного абсорбера.

Оптимальные показатели технологического режима работы абсорбера представлены в таблице 3.2.

										Лист
										37
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Нормы технологического режима

Наименование стадий и потоков реагентов	Наименование технологических показателей	
	Температура, °С	Давление, МПа
Коксовый газ	45	Не более 0,03
Ортофосфорная кислота, сверху колонны	43	Не более 0,03
Ортофосфорная кислота, внизу колонны	45	Не более 0,03

Отклонение от оптимального режима работы вызывает увеличение эксплуатационных затрат, нарушение требуемого режима работы всей схемы, а в некоторых случаях и аварий. При эксплуатации абсорбера обеспечивают поддержание оптимального режима его работы.

Условия эксплуатации абсорбера: аппарат установлен на открытой площадке, рабочая температура внутри колонны $+39 \div +43^\circ\text{C}$, рабочее давление в аппарате 0,03 МПа.

3.4. Расчет технической характеристики

3.4.1. Основные размеры колонны

Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются поверхностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями движения фаз.

Поверхность массопередачи определяется из основного уравнения массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{M}{K_x \cdot \Delta \bar{X}_{cp}};$$

где K_x , K_y - коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, $\text{кг}/\text{м}^2\text{с}$.

3.4.1.1. Определение массы поглощаемого вещества

Массу переходящего из газовой смеси аммиака в воду рассчитаем из уравнения материального баланса [2]:

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						38

$$M = G \cdot (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L \cdot (\bar{X}_k - \bar{X}_n) = 13,6 \cdot (0,0286 - 1,1 \cdot 10^{-4}) = 0,39 \text{ кг/с}$$

где L , G - расходы соответственно чистого поглотителя и инертной части газа, кг/с; \bar{X}_n , \bar{X}_k - начальная и конечная концентрации аммиака в поглощающей воде, кгNH₃/кгH₂O; \bar{Y}_n , \bar{Y}_k - начальная и конечная концентрации аммиака в газовой воздушной смеси, кгNH₃/кгH₂.

Пересчитаем исходные концентрации и нагрузки по фазам в выбранной для расчета размерности [2]. Для этого определяем начальную и конечную концентрацию инертного газа и концентрацию аммиака в поглотителе:

$$\bar{X}_n = \frac{\text{кгNH}_3}{\text{кгH}_2\text{O}}$$

$\bar{X}_n = 0$; (на входе концентрация аммиака в поглотителе равна нулю).

$$\bar{X}_k = \frac{\text{кгNH}_3}{\text{кгH}_2\text{O}};$$

конечная концентрация аммиака в поглотителе:

$$\bar{X}_k = \frac{12,55}{165,55} = 0,076 \text{ кг/кг};$$

$$\bar{Y}_n = \frac{\text{кгNH}_3}{\text{кгH}_2};$$

начальная концентрация инертного газа:

$$\bar{Y}_n = \frac{12,6}{440} = 0,0286 \text{ кг/кг};$$

$$\bar{Y}_k = \frac{\text{кгNH}_3}{\text{кгH}_2};$$

конечная концентрация аммиака

$$\bar{Y}_k = \frac{0,05}{440} = 1,136 \cdot 10^{-4} \text{ кг/кг}.$$

По координатам (концентрациям) строим график рабочей линии (рис.3.8) и определяем координаты равновесной линии

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		39

$$Y^* = m \cdot x$$

где Y^* - мольная доля компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью, m - безразмерный коэффициент (коэффициент распределения) постоянный для данной системы газ-жидкость. По графику, принимаем $m = 3$.

Таблица 3.3

Таблица концентраций компонентов

\bar{X} , кг/кг	0	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,076	0,08	0,09	0,1
\bar{Y} , кг/кг	0	0,03	0,06	0,09	0,12	0,15	0,18	0,21	0,228	0,24	0,27	0,3

3.4.1.2. Определение расхода поглотителя

Определяем теоретический минимальный расход поглотителя:

$$L_{\min} = \frac{G \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)}{X_K^* - 0} = \frac{13,6 \cdot (0,0286 - 1,136 \cdot 10^{-4})}{0,088} = 4,42 \text{ кг/с.}$$

Рабочий расход поглотителя

$$L_{\text{раб}} = K \cdot L_{\min} = 1,5 \cdot 4,42 = 6,63 \text{ кг/с.}$$

Тогда конечная концентрация аммиака в поглотителе будет равна:

$$X_K = \frac{G \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)}{L_{\text{раб}}} = \frac{13,6 \cdot 0,02849}{6,63} = 0,059 \text{ кг/кг.}$$

3.4.1.3. Расчет коэффициентов массоотдачи и массопередачи

Рассчитаем коэффициенты молекулярной диффузии аммиака в воде и газе. Коэффициент диффузии в газе рассчитаем по уравнению[4]:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot T^{3/2}}{P \cdot (v^{0,33}(NH_4) + v^{0,33}(\text{возд}))^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M(NH_3)} + \frac{1}{M(\text{возд})}};$$

где $v(NH_4)$ $v(\text{возд})$ - мольные объемы аммиака в воздухе в жидком состоянии при минимальной температуре кипения:

- $v(NH_4) = 48,4 \text{ см}^3/\text{моль}$;
- $v(\text{возд}) = 29,9 \text{ см}^3/\text{моль}$.

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot (273+10)^{3/2}}{1,2 \cdot (48,4^{0,33} + 29,9^{0,33})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{71} + \frac{1}{28}} = 8,43 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$$

В разбавленных растворах коэффициент диффузии D_x может быть достаточно точно вычислен по уравнению:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(\beta \cdot M)^{0,5} \cdot T}{\mu_x \cdot \nu^{0,6} (NH_3)} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(4,7 \cdot 18)^{0,5} \cdot 283}{1,308 \cdot 48,4^{0,6}} = 1,6 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3/\text{с}$$

Рассчитаем коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах:

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot (1,6 \cdot 10^{-9})^{0,5} \cdot \left[\frac{9,6}{1000 \cdot 0,785 \cdot 0,4^2 \cdot (1-0,78)} \right] \cdot 0,0364 \cdot \left(\frac{0,024}{1,308 + 0,024} \right)^{0,5} =$$

$$= 6,24 \cdot 10^5 \cdot 4,45 \cdot 10^{-5} \cdot 0,589 \cdot 0,0364 \cdot 0,134 = 0,0799 \text{ м/с}$$

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot F_c \cdot D_y^{0,5} \cdot \left(\frac{\omega_T}{\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot h_0 \cdot \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5} =$$

$$= 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,098 \cdot (8,43 \cdot 10^{-7})^{0,5} \cdot \left(\frac{2,2}{0,78} \right)^{0,5} \cdot 0,0364 \cdot 0,134 = 0,43 \text{ м/с}$$

Выразим β_{xf} и β_{yf} в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_{xf} = \rho_x \cdot 0,00798 = 1000 \cdot 0,00798 = 7,98 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$$

$$\beta_{yf} = \rho_y \cdot 0,43 = 11,6 \cdot 0,43 = 4,99 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$$

Коэффициент массопередачи:

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}} = \frac{1}{\frac{1}{4,99} + \frac{35}{7,98}} = 1,18 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$$

где $m = \frac{He}{P} = \frac{297000}{8820} = 35$ - коэффициент распределения.

3.4.1.4. Расчет числа тарелок и высоты абсорбера.

Необходимое число тарелок n определяют делением суммарной площади тарелок F на площадь одной тарелки [3]:

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		41

$$n = \frac{F}{f};$$

где суммарная поверхность тарелок равна:

$$F = \frac{M}{K_{yf} \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{0,39}{1,18 \cdot 0,0547} = 6,04 \text{ м}^2$$

Рабочую площадь тарелок f определяют с учетом рабочей площади одной тарелки:

$$f = \varphi \cdot 0,0785 \cdot d^2;$$

где φ -доля рабочей площади тарелки, принимаем для пластинчатых провальных тарелок $\varphi = 1$.

$$f = 0,0785 \cdot 3^2 \cdot 0,9 = 0,635 \text{ м}^2$$

Необходимое число тарелок:

$$n = \frac{6,04}{0,63} = 10 \text{ шт}$$

Выбираем расстояние между тарелок абсорбера равным $h = 0,9$ м. Тогда высота тарельчатой части абсорбера:

$$H_T = (n - 1) \cdot h = (10 - 1) \cdot 0,9 = 8,1 \text{ м}$$

Расстояние между днищем абсорбера и тарелкой определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Принимаем это расстояние равным $Z_H = 1,5 \cdot d$, тогда $Z_H = 1,5 \cdot 3 = 4,5$ м. Расстояние от верхней тарелки до крышки абсорбера принимаем равным $Z_B = 5$ м.

Общая высота колонны:

$$H_{абс} = H_T + Z_B + Z_H = 8,1 + 5 + 4,5 = 17,6 \text{ м}$$

3.4.1.5. Определение диаметра абсорбера

Диаметр абсорбера находим из уравнения:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 17}{3,1416 \cdot 2,4}} = 3 \text{ м};$$

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						42

принимая скорость газа в колонне $\omega = 2,4$ м/с, где V - объемный расход газа при условиях в абсорбере.

При этом выбираем стандартный диаметр обечайки абсорбера $d = 3$ м
 $S = 8$ мм - рекомендуемая толщина стенки обечайки по ГОСТ 9617-67.

3.4.1.6. Расчет гидравлического сопротивления тарелок абсорбера

Гидравлического сопротивления тарелок абсорбера определяют по формуле [3].

$$\Delta P_a = \Delta P \cdot n$$

Полное гидравлическое сопротивление одной тарелки складывается из трех слагаемых:

$$\Delta P = \Delta P_C + \Delta P_{II} + \Delta P_\sigma$$

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta P_C = \xi \cdot \frac{\omega^2}{2F_C^2} \cdot \rho_y$$

где ξ - коэффициент сопротивления сухой тарелки; для провальной тарелки принимаем конструктивно $\xi = 1,5$.

Подставив значения получим:

$$\Delta P_C = 1,5 \cdot \frac{0,38^2}{2 \cdot 0,081^2} \cdot 11,6 = 101 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление газо-жидкостного слоя пены на тарелке:

$$\Delta P_{II} = g \cdot \rho_x \cdot h_c = 9,81 \cdot 1000 \cdot 0,0364 = 357 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P_\sigma = \frac{4 \cdot \sigma}{d_s};$$

$$\Delta P_\sigma = \frac{4 \cdot 76 \cdot 10^{-3}}{0,008} = 38 \text{ Па}$$

Полное гидравлическое сопротивление тарелки:

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		43

$$\Delta P = 101 + 357 + 38 = 496 \text{ Па} ;$$

Гидравлическое сопротивление всех тарелок абсорбера:

$$\Delta P_a = 496 \cdot 10 = 4960 \text{ Па}$$

3.4.1.7. Расчет диаметров штуцеров

Внутренний диаметр круглого сечения штуцера для подачи раствора моноаммонийфосфата определяем по уравнению расхода [2]:

- принимаем скорость перемещения раствора $\omega = 1,06 \text{ м/с}$;

$$d_{\text{шт.ж.}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega_{\text{ж}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,33 \cdot 10^{-3}}{3,1416 \cdot 1,06}} = 100 \text{ мм} = 0,1 \text{ м} ,$$

где $V_{\text{ж}}$ -объемный расход поглотителя, $\text{м}^3/\text{с}$;

$$V_{\text{ж}} = \frac{30 \text{ м}^3 / \text{ч}}{3600} = 8,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{с} .$$

Выбираем стандартный штуцер по каталогу [12] «Штуцер 10-100-А МН 4579-63» $D_y = 100 \text{ мм}$, $d_n = 121 \text{ мм}$, $S = 10 \text{ мм}$.

Расход газовой смеси:

$$V_{\Gamma} = \frac{61200 \text{ м}^3 / \text{ч}}{3600} = 17 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Принимаем скорость перемещения газа по трубопроводу $\omega = 24 \text{ м/с}$,тогда внутренний диаметр круглого сечения штуцера для входа и выхода коксового газа:

$$d_{\text{шт.г.}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\Gamma}}{3,1416 \cdot \omega_2}} ;$$

$$d_{\text{шт.г.}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 17}{3,1416 \cdot 24}} = 0,95 \text{ м}$$

По каталогу выбираем «Штуцер10-1000-А МН 4579-63»: $D_y = 1000 \text{ мм}$
 $S = 10 \text{ мм}$ $P_y = 0,25 \text{ МПа}$.

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						44

3.5. Расчеты на прочность

Расчеты элементов и соединений сооружения на соответствие критериям прочности и работоспособности.

3.5.1. Определение толщины стенки цилиндрической обечайки

Расчетная толщина стенки цилиндрической обечайки из условия прочности:

$$S_p = \max \left\{ \begin{array}{l} P_p D / (2\varphi \cdot [\sigma] - P_p) = 0,175 \cdot 3 / (2 \cdot 0,9 \cdot 158 - 0,175) = 1,84 \cdot 10^{-3} \text{ м} \\ P_{II} D / (2\varphi \cdot [\sigma]_{II} - P_{II}) = 0,266 \cdot 3 / (2 \cdot 0,9 \cdot 145,5 - 0,266) = 3,05 \cdot 10^{-3} \text{ м} \end{array} \right\}$$

где $[\sigma] = \eta \cdot \sigma^*$ - допускаемое напряжение при рабочей температуре 40°C; σ^* - нормативное допускаемое напряжение при расчетной температуре, 158 МПа для стали 12X18Н10Т; η - поправочный коэффициент, учитывающий вид заготовки, для листового проката $\eta = 1$; тогда $[\sigma] = 158 \cdot 1 = 158$ МПа;

Допускаемое напряжение при испытаниях гидравлических $[\sigma]_{II} = \sigma_{T20} / 1,1 = 160 / 1,1 = 145,5$ МПа.

Коэффициент прочности сварных швов для стали 12X18Н10Т $\varphi = 0,9$.

Расчетное давление:

$$P_p = P + P_G;$$

$$P_p = 0,04 + 0,135 = 0,175 \text{ МПа.}$$

где $P_G = g \cdot \rho_c \cdot H_{ж}$, $P_G = 9,81 \cdot 1720 \cdot 8 = 0,135$ МПа - гидростатическое давление среды; $P = 0,04$ МПа – рабочее давление среды в аппарате.

Пробное давление:

$$P_{II} = \max(1,5P \cdot [\sigma]_{20} / [\sigma]) = 1,5 \cdot 0,175 \cdot 160 / 158 = 0,266 \text{ МПа};$$

Допускаемая сжимающая сила в рабочих условиях:

$$[F] = \frac{[F]_p}{\sqrt{1 + \left(\frac{[F]_p}{[F]_{El}}\right)^2}} = \frac{4,55}{\sqrt{1 + \left(\frac{4,55}{1,47}\right)^2}} = 1,39 \text{ МН.}$$

Допускаемая сжимающая сила в пределах пластичности:

$$[F]_p = \pi \cdot (D + S_p) \cdot S_p \cdot [\sigma] = 3,1416 \cdot (3 + 0,00305) \cdot 0,00305 \cdot 158 = 4,55 \text{ МН.}$$

Допускаемая сжимающая сила в пределах упругости:

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					45

$$[F]_{E1} = \frac{310 \cdot 10^{-6} \cdot E}{2,4} \cdot D^2 \left(\frac{100 \cdot S_p}{D} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{100 \cdot S_p}{0,8}} = \frac{310 \cdot 10^{-6} \cdot 2 \cdot 10^5}{2,4} \cdot 3^2 \cdot \left(\frac{100 \cdot 0,00305}{3} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{100 \cdot 0,00305}{0,8}} = 1,47 \text{ МН.}$$

Допускаемый изгибающий момент:

$$[M] = \frac{[M]_p}{\sqrt{1 + \left(\frac{[M]_p}{[M]_E} \right)^2}} = \frac{3,4}{\sqrt{1 + \left(\frac{3,4}{0,657} \right)^2}} = 0,645 \text{ МН} \cdot \text{м}$$

Допускаемый изгибающий момент в пределах пластичности:

$$[M]_p = 0,25 \cdot \pi \cdot D \cdot (D + S_p) \cdot (S_p) \cdot [\sigma] = 0,25 \cdot 3,1416 \cdot 3 \cdot (3 + 0,00305) \cdot (0,00305) \cdot 158 = 3,4 \text{ МН} \cdot \text{м.}$$

Допускаемый изгибающий момент в пределах упругости:

$$[M]_E = \frac{89 \cdot 10^{-6} \cdot 2 \cdot 10^5}{n_y} \cdot D^3 \cdot \left(\frac{100 - S_p}{D} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{100 \cdot S_p}{D}} = \frac{89 \cdot 10^{-6} \cdot 2 \cdot 10^5}{2,4} \cdot 3^3 \cdot \left(\frac{100 \cdot 0,00305}{3} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{100 \cdot 0,00305}{3}} = 0,657 \text{ МН} \cdot \text{м.}$$

Проверка условия устойчивости:

$$\frac{F}{[F]} + \frac{M}{[M]} \leq 1 \quad \frac{1,39}{[4,55]} + \frac{0,645}{[3,4]} \leq 1 \quad 0,495 \leq 1 - \text{условие выполняется.}$$

Исполнительная толщина стенки цилиндрической обечайки:

$$S \geq S_p + C; \quad S \geq 3,05 + 2,6 = 5,65 \text{ мм.}$$

где C - сумма прибавок к расчетной толщине стенки обечайки.

Принимаем $S = 8$ мм в соответствии с ГОСТ 19903-74.

Допускаемое давление:

– рабочем состоянии

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						46

$$[P] = \frac{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] \cdot (S - C)}{(D + S - C)} = \frac{2 \cdot 0,9 \cdot 158 \cdot (8 - 2,6)}{(3000 + 8 - 2,6)} = 0,51 \text{ МПа.}$$

– при гидравлических испытаниях

$$[P]_{\text{и}} = \frac{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_{\text{и}} \cdot (S - C)}{(D + S - C)} = \frac{2 \cdot 0,9 \cdot 145,5 \cdot (8 - 2,6)}{(3000 + 8 - 2,6)} = 0,47 \text{ МПа.}$$

Таким образом, условие прочности в рабочих условиях и при испытаниях выполняется:

$$P_p < [P] \quad (0,175 \text{ МПа} < 0,51 \text{ МПа});$$

$$P_{\text{и}} < [P]_{\text{и}} \quad (0,266 \text{ МПа} < 0,47 \text{ МПа}).$$

3.5.2. Толщина стенки эллиптического днища

Исполнительная толщина стенки эллиптического днища корпуса аппарата примем из условия равной толщины свариваемых друг с другом оболочек:
 $S_{\text{э}} = S = 8 \text{ мм.}$

Допускаемое давление:

– в рабочем состоянии

$$[P] = \frac{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] \cdot (S_{\text{э}} - C)}{(D + 0,5 \cdot (S_{\text{э}} - C))} = \frac{2 \cdot 0,9 \cdot 158 \cdot (8 - 2,6)}{(3000 + 0,5 \cdot (8 - 2,6))} = 0,51 \text{ МПа.}$$

– при гидравлических испытаниях

$$[P]_{\text{и}} = \frac{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma]_{\text{и}} \cdot (S_{\text{э}} - C)}{(D + S_{\text{э}} - C)} = \frac{2 \cdot 0,9 \cdot 145,5 \cdot (8 - 2,6)}{(3200 + 0,5 \cdot (8 - 2,6))} = 0,47 \text{ МПа.}$$

Таким образом, условие прочности в рабочих условиях и при испытаниях выполняется:

$$P_p < [P] \quad (0,175 \text{ МПа} < 0,51 \text{ МПа});$$

$$P_{\text{и}} < [P]_{\text{и}} \quad (0,266 \text{ МПа} < 0,47 \text{ МПа}).$$

3.5.3. Расчет укрепления отверстий

Определение наибольшего расчетного диаметра отверстия, не требующего дополнительного укрепления обечайки:

$$d_0 = 2 \cdot \left\{ \left[\frac{S - C}{S_p} - 0,8 \right] \cdot \sqrt{D_p (S - C)} - C_{\text{ш}} \right\}$$

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		47

$$d_0 = 2 \cdot \left\{ \left[\frac{(8 - 2,6) \cdot 10^{-3}}{(3,05 \cdot 10^{-3})} - 0,8 \right] \cdot \sqrt{3 \cdot (8 - 2,6) \cdot 10^{-3} - 2,6 \cdot 10^{-3}} \right\} = 241 \text{ мм}$$

Диаметр наибольшего отверстия обечайки - $d_p = 200$ мм .

$d_p < d_0$, $200 < 241$ мм, условие выполняется, укрепление не требуется.

3.5.4. Расчет колонны на ветровую нагрузку

3.5.4.1. Исходные данные

Материал аппарата сталь 12Х18Н10Т ГОСТ 5632-72. Для стали данной марки принимаем модуль упругости второго рода $E = 2 \cdot 10^5$ МН/м². Толщина обечайки аппарата $S = 8$ мм. Сила тяжести аппарата $G = 0,11$ МН, воды в аппарате при гидроиспытании $G_B = 0,35$ МН. Таким образом, минимальный вес аппарата $G_{\min} = 0,11$ МН, максимальный вес аппарата $G_{\max} = 0,5$ МН.

Опора аппарата: Опора-3-3200-0,63-0,32-4000 ОСТ 26-467-78. Наружный диаметр аппарата $D_H = 3016$ мм.

3.5.4.2. Определение расчетных нагрузок

Расчет производится по методикам изложенным в [1] и [2]. Отношение высоты аппарата к его диаметру $H/D = 20/3,016 = 6,63 < 15$ и поэтому расчетная схема аппарата выбирается в виде упруго заземленного стержня. Расчетная схема представлена на рис.3.9.

Определим период собственных колебаний аппарата. Расчет производим отдельно для максимальной и минимальной сил тяжести аппарата по формуле:

$$T = 1,79 \cdot H \cdot \sqrt{\frac{G \cdot H}{g \cdot E \cdot I}}$$

– для минимальной силы тяжести:

$$T = 1,79 \cdot 20 \cdot \sqrt{\frac{0,11 \cdot 20}{9,81 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot 0,085}} = 0,13 \text{ с.}$$

– для максимальной силы тяжести:

$$T = 1,79 \cdot 20 \cdot \sqrt{\frac{0,5 \cdot 20}{9,81 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot 0,085}} = 0,28 \text{ с.}$$

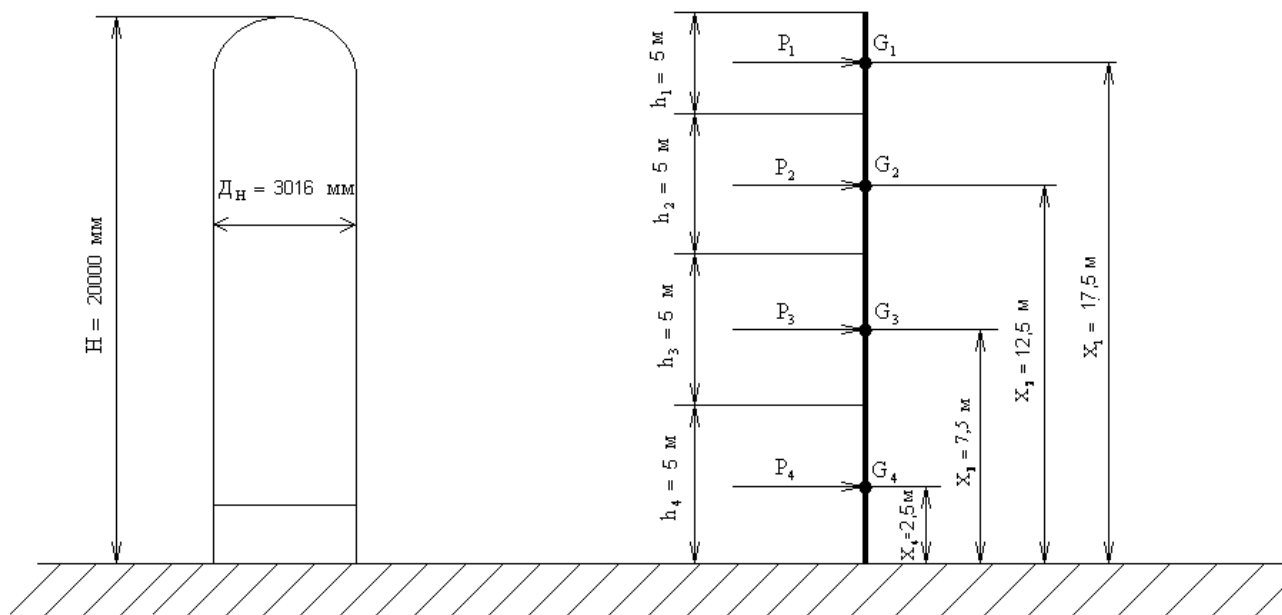


Рис. 3.9. Расчетная схема абсорбера при определении ветровых нагрузок
 Для цилиндрических аппаратов экваториальный момент инерции равен:

$$I = \frac{\pi}{64} \cdot (D_H^4 - D_B^4) = \frac{3,1416}{64} \cdot (3,016^4 - 3^4) = 0,085 \text{ м}^4.$$

Принимаем нормативный скоростной напор ветра: $q_0 = 45 \cdot 10^{-5} \text{ МН/м}^2$; и θ -коэффициент учитывающий возрастание скоростного напора, тогда расчетный скоростной напор по участкам будет равен:

$$q_1 = q_0 \cdot \theta \cdot c = 45 \cdot 10^{-5} \cdot 1,117 \cdot 0,7 = 3,51 \cdot 10^{-4} \text{ МН/м}^2$$

$$q_2 = 45 \cdot 10^{-5} \cdot 1,067 \cdot 0,7 = 3,36 \cdot 10^{-4} \text{ МН/м}^2$$

$$q_3 = q_4 = q_0 \cdot c = 45 \cdot 10^{-5} \cdot 0,7 = 3,2 \cdot 10^{-4} \text{ МН/м}^2$$

где c – аэродинамический коэффициент, зависящий от формы аппарата;

Коэффициент пульсации скоростного напора $m = 0,57$. Определяем статическую ветровую нагрузку на участках аппарата:

$$P_{1c} = q_1 \cdot D \cdot H_1 = 3,51 \cdot 10^{-4} \cdot 3,016 \cdot 5 = 5,2 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

$$P_{2c} = q_2 \cdot D \cdot H_2 = 3,36 \cdot 10^{-4} \cdot 3,016 \cdot 5 = 5 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

$$P_{3c} = P_{4c} = q_3 \cdot D \cdot H_3 = 3,2 \cdot 10^{-4} \cdot 3,016 \cdot 5 = 4,8 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

Относительное перемещение центров масс участков находим по формуле:

$$k_i = j \cdot \frac{H}{2 \cdot E \cdot I_i} \cdot A_i + \varphi_0 \cdot \alpha_i$$

где A_i – коэффициент; $\alpha_i = \frac{X_i}{H}$ – относительные координаты центров тяжести участков; $j = 0,67$ – коэффициент, (для корпуса с постоянным моментом инерции по высоте).

Определяем относительные координаты α_i :

$$\alpha_1 = \frac{X_1}{H} = \frac{17,5}{20} = 0,875 \quad \alpha_2 = \frac{X_2}{H} = \frac{12,5}{20} = 0,625$$

$$\alpha_3 = \frac{X_3}{H} = \frac{7,5}{20} = 0,375 \quad \alpha_4 = \frac{X_4}{H} = \frac{2,5}{20} = 0,125$$

Определяем коэффициенты A_i :

$$A_i = 1,5 \cdot \alpha_i^2 - 0,5 \cdot \alpha_i^3$$

$$A_1 = 1,5 \cdot \alpha_1^2 - 0,5 \cdot \alpha_1^3 = 1,5 \cdot (0,875)^2 - 0,5 \cdot (0,875)^3 = 0,81$$

$$A_2 = 1,5 \cdot (0,625)^2 - 0,5 \cdot (0,625)^3 = 0,46$$

$$A_3 = 1,5 \cdot (0,375)^2 - 0,5 \cdot (0,375)^3 = 0,184$$

$$A_4 = 1,5 \cdot (0,125)^2 - 0,5 \cdot (0,125)^3 = 0,022$$

Определяем перемещение центров:

$$k_1 = 0,67 \cdot \frac{20}{2 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot 0,085} \cdot 0,81 = 3,19 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

$$k_2 = 0,67 \cdot \frac{20}{2 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot 0,085} \cdot 0,46 = 1,81 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

$$k_3 = 0,67 \cdot \frac{20}{2 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot 0,085} \cdot 0,184 = 7,25 \cdot 10^{-5} \text{ м.}$$

$$k_4 = 0,67 \cdot \frac{20}{2 \cdot 2 \cdot 10^5 \cdot 0,085} \cdot 0,022 = 0,86 \cdot 10^{-5} \text{ м.}$$

Сосредоточенная и распределенная массы колонны:

$$m = \frac{G}{g} = \frac{0,11}{9,81} = 11,2 \cdot 10^3 \text{ кг ;} \quad \frac{m}{H} = \frac{11,2 \cdot 10^3}{20} = 560 \text{ кг/м}$$

Масса каждого участка: $M_1 = 560 \cdot 5 = 2800 \text{ кг ;}$

										Лист
										50
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Приведенное ускорение центра масс для каждого участка:

$$\eta_1 = k_1 \cdot \frac{k_1 \cdot m_1 \cdot P_{c1}}{k_1^2 \cdot M_1} = 3,19 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{3,19 \cdot 10^{-4} \cdot 0,57 \cdot 5,2 \cdot 10^{-3}}{(3,19 \cdot 10^{-4})^2 \cdot 2800} = 1,05 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}^2.$$

$$\eta_2 = 1,81 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{1,81 \cdot 10^{-4} \cdot 0,57 \cdot 5 \cdot 10^{-3}}{(1,81 \cdot 10^{-4})^2 \cdot 2800} = 1,01 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}^2.$$

$$\eta_3 = 7,25 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{7,25 \cdot 10^{-5} \cdot 0,57 \cdot 4,8 \cdot 10^{-3}}{(7,25 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 2800} = 9,77 \cdot 10^{-7} \text{ м/с}^2.$$

$$\eta_4 = 0,86 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{0,86 \cdot 10^{-5} \cdot 0,57 \cdot 4,8 \cdot 10^{-3}}{(0,86 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 2800} = 9,77 \cdot 10^{-7} \text{ м/с}^2.$$

Определяем динамическую ветровую нагрузку на участках аппарата по формуле:

$$P_{i0} = 0,75 \cdot M_1 \cdot \xi \cdot \eta_i$$

где $\xi = 1.0$ - коэффициент динамичности зависит от параметра

$$\varepsilon = T \cdot \sqrt{q_0} / 260 = 0,13 \cdot \sqrt{45 \cdot 10^{-5}} / 260 = 1,06 \cdot 10^{-5}.$$

$$P_{10} = 0,75 \cdot 2800 \cdot 1 \cdot 1,05 \cdot 10^{-6} = 2,2 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

$$P_{20} = 0,75 \cdot 2800 \cdot 1 \cdot 1,01 \cdot 10^{-6} = 2,12 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

$$P_{30} = P_{40} = 0,75 \cdot 2800 \cdot 1 \cdot 9,77 \cdot 10^{-7} = 2,05 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

Суммарная ветровая нагрузка:

$$P_1 = P_{1c} + P_{10}$$

$$P_1 = 5,2 \cdot 10^{-3} + 2,2 \cdot 10^{-3} = 7,4 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

$$P_2 = 5 \cdot 10^{-3} + 2,12 \cdot 10^{-3} = 7,12 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

$$P_3 = P_4 = 4,8 \cdot 10^{-3} + 2,05 \cdot 10^{-3} = 6,85 \cdot 10^{-3} \text{ МН.}$$

Изгибающий момент от ветровой нагрузки:

$$M_{ei} = \sum P_i \cdot X_i = 7,4 \cdot 10^{-3} \cdot 17,5 + 7,12 \cdot 10^{-3} \cdot 12,5 + 6,85 \cdot 10^{-3} \cdot 7,5 + 6,85 \cdot 10^{-3} \cdot 2,5 = 287 \cdot 10^{-3} \text{ МН} \cdot \text{м.}$$

3.5.4.3. Расчет опоры аппарата

Принимаем толщину стенки опоры $S = 12$ мм. Для цилиндрических аппаратов внутренний и наружный диаметры опорного фундаментного кольца обычно принимают равными:

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						51

$$D_1 = D_H \cdot (1 - 0,65 \cdot \kappa_0); \quad D_2 = D_H \cdot (1 + 1,35 \cdot \kappa_0);$$

где κ_0 - коэффициент определяемый по графику и равный отношению ширины кольца к наружному диаметру опорного кольца.

Внутренний диаметр опорного кольца:

$$D_1 = 3,016 \cdot (1 - 0,65 \cdot 0,055) = 2,9 \text{ м}$$

Наружный диаметр опорного кольца:

$$D_2 = 3,016 \cdot (1 + 1,35 \cdot 0,055) = 3,24 \text{ м}$$

Опорная площадь фундаментного кольца:

$$F = \frac{\pi}{4} \cdot (D_2^2 - D_1^2) = \frac{3,1416}{4} \cdot (3,24^2 - 2,9^2) = 1,64 \text{ м}^2$$

Момент сопротивления изгибу опорной площади фундаментного кольца:

$$W = \frac{\pi}{32} \cdot \frac{D_2^4 - D_1^4}{D_2} = \frac{3,1416}{32} \cdot \frac{(3,24^4 - 2,9^4)}{3,24} = 1,2 \text{ м}^3$$

Максимальное напряжение на опорной поверхности фундаментного кольца при максимальном весе G_{\max} и при рабочем весе G_p аппарата и соответствующих изгибающих моментах M от действия ветровых и весовых сил:

$$\sigma_{\max} = \frac{G_{\max}}{F} + \frac{M}{W}; \quad \sigma_{\max} = \frac{G_p}{F} + \frac{M}{W};$$

$$\sigma_{\max} = \frac{0,5}{1,64} + \frac{287 \cdot 10^{-3}}{1,2} = 0,544 \text{ МН/м}^2$$

$$\sigma_{\max} = \frac{0,42}{1,64} + \frac{287 \cdot 10^{-3}}{1,2} = 0,495 \text{ МН/м}^2$$

Толщину фундаментного кольца δ_K , не укрепленного ребрами, рассчитывают из условия изгиба выступающей части кольца длиной b под действием напряжения σ_{\max} .

Нагрузка на полоску шириной, равной единице и длиной b . Принимаем длину полоски $b = \frac{D_H - D_B}{2} \cdot \frac{2}{3} = \frac{3,24 - 2,9}{2} \cdot \frac{2}{3} = 0,12 \text{ м}$, тогда:

$$q_K = \sigma_{\max} \cdot b = 0,544 \cdot 0,12 = 0,065 \text{ МН/м.}$$

Изгибающий момент для полоски (как для консольной балки):

$$M_K = \frac{q_K \cdot b^2}{2} = \frac{0,065 \cdot 0,12^2}{2} = 0,0039 \text{ МН} \cdot \text{м.}$$

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					52

Определяем толщину фундаментного кольца:

$$\delta_k = \varphi \cdot b \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot \sigma_{\max}}{\sigma}} = 0,5 \cdot 0,12 \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot 0,544}{1,36}} = 0,066 \text{ м}$$

где φ - коэффициент, учитывающий увеличение жесткости конструкции при наличии ребер; так как $l/b = 15/12 = 1,25$ тогда принимаем $\varphi = 0,5$. Причем $[\sigma]$ - должно быть в 2,5 раза больше σ_{\max} , тогда $[\sigma] = 0,544 \cdot 2,5 = 1,36 \text{ МН/м}^2$. Толщина ребра $S_p = 0,06 \text{ м}$.

Момент сопротивления изгибу опасного сечения полосы:

$$W = \delta_k^3 / 6 = (0,066)^3 / 6 = 7,26 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3.$$

Напряжение в кольце:

$$\sigma = \frac{M_k}{W} = \frac{0,0039}{7,26 \cdot 10^{-3}} = 0,537 \text{ МН/м}^2$$

Высоту опорных лап выбираем в пределах:

$$0,015 \cdot H \geq h \geq 0,01 \cdot H + 50 \text{ мм}$$

где H – высота аппарата, мм. Принимаем $h = 0,3 \text{ м}$. Шайбу принимаем диаметром $d = 110 \text{ мм}$ и толщина $k = 0,5 \cdot \delta_k = 0,5 \cdot 0,066 = 0,033 \text{ м}$. Расстояния между ребрами $l = 0,15 \text{ м}$, тогда диаметр фундаментного болта:

$$d = \frac{0,15 - 0,02}{4} = 0,065 \text{ м}$$

Толщина верхней накладке или кольца:

$$\delta_g = 0,8 \cdot \delta_k = 0,8 \cdot 0,066 = 0,0528 \text{ м}$$

Минимальное напряжение на опорной поверхности фундаментного кольца при минимальном весе аппарата и соответствующем опрокидывающем моменте:

$$\sigma_{\min} = \frac{G_{\min}}{F} - \frac{M}{W};$$

$$\sigma_{\min} = \frac{0,11}{1,64} - \frac{287 \cdot 10^{-3}}{1,2} = -0,17 \text{ МН/м}^2$$

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					53

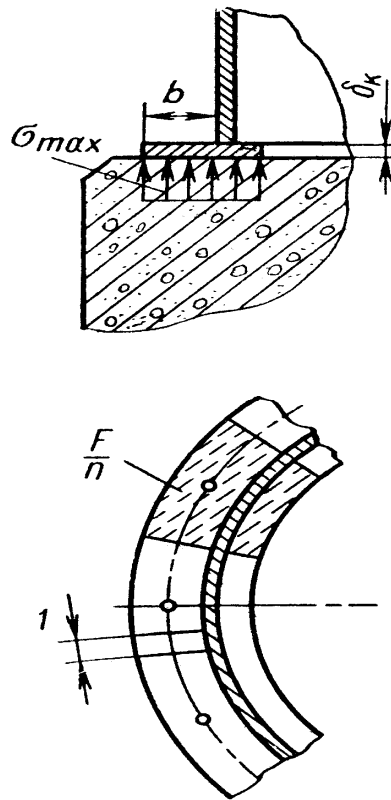


Рис. 3.10 Схема к расчету нагрузки на фундаментное кольцо.

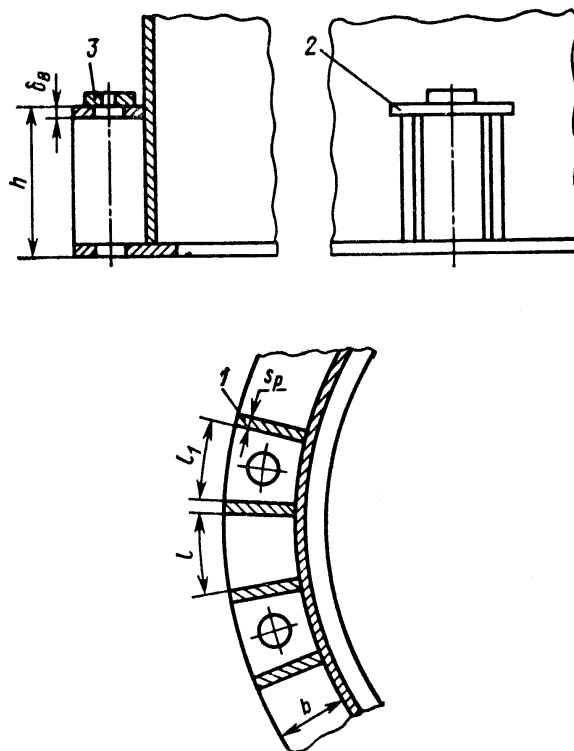


Рис.3.11 Опорные лапы аппарата:

1 - ребро; 2 – накладка; 3 – шайба

Определим нагрузку на наиболее нагруженный болт:

$$P_B = \sigma_{\min} \cdot \frac{F}{n} = 0,17 \cdot \frac{1,64}{24} = 11,6 \cdot 10^{-3} \text{ МН}$$

F - площадь фундаментного кольца; n - число фундаментных болтов.

Внутренний диаметр резьбы фундаментного болта из условия прочности на растяжение:

$$d_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot P_B}{\pi \cdot [\sigma]}} + C = \sqrt{\frac{4 \cdot 11,6 \cdot 10^{-3}}{3,14 \cdot 160}} + 0,003 = 0,0126 \text{ м}$$

где $C \approx 0,3$ см – прибавка на атмосферную коррозию. Принимаем допускаемое напряжение на растяжение при $t = 20^\circ\text{C}$, $[\sigma] = 160$ МПа . Принимаем фундаментные болты: М68×6 по справочнику [15]. Тогда внутренний диаметр резьбы будет равен $d_{\text{вн}} = 0,0602$ м .

Находим σ_1 по формуле:

$$\sigma_1 = \frac{G_{\min}}{F} + \frac{M}{W}; \quad \sigma_1 = \frac{0,11}{1,64} + \frac{287 \cdot 10^{-3}}{1,2} = 0,3 \text{ МН/м}^2$$

Определяем координату m , точки O относительно левой кромки фундаментного кольца.

$$m = \frac{D_2 \cdot \sigma_{\min}}{\sigma_{\min} + \sigma_1} = \frac{3,24 \cdot (-0,17)}{-0,17 + 0,3} = -4,23 \text{ м}$$

Тогда расстояние $R = R_2 - \frac{1}{2} \cdot b = 1,62 - \frac{1}{2} \cdot 0,12 = 1,56$ м .

Определяем $\sin \alpha$:

$$\sin \alpha = \frac{R_2 - m}{R} = \frac{1,62 - (-4,23)}{1,56} = 3,75 \rightarrow \alpha = 49^\circ$$

Определяем координату центра тяжести сжатой зоны:

$$X_0 = \frac{K_1}{F} = \frac{R \cdot \left(\frac{\sin 2\alpha}{4} + \frac{\pi}{4} + \frac{\alpha}{2} \right)}{\left(\frac{\pi}{2} + \alpha \right) \cdot \sin \alpha + \cos \alpha} = \frac{1,56 \cdot \left(\frac{\sin 98^\circ}{4} + \frac{3,1416}{4} + \frac{49}{2} \right)}{\left(\frac{3,1416}{2} + 49 \right) \cdot \sin 49 + \cos 49} = 1,02 \text{ м} .$$

Находим расстояние $X_1 = R + X_0 = 1,56 + 1,02 = 2,58$ м

и расстояние $m_1 = R_2 - m = 1,62 - 4,23 = -2,61$ м .

									Лист
									55
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					

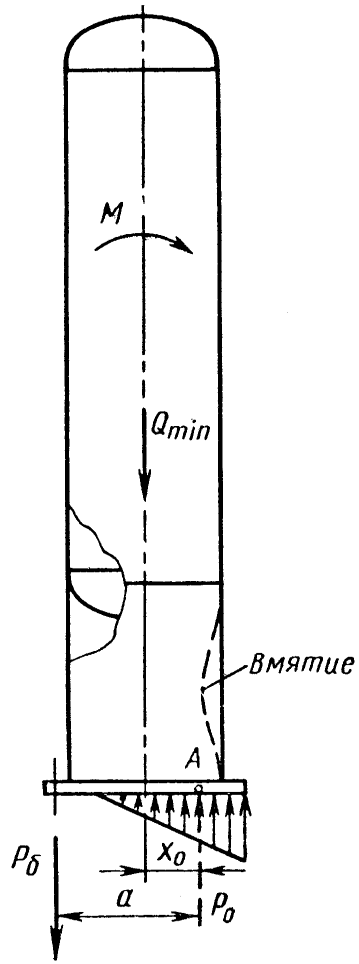


Рис.3.12 Схема нагрузок действующих на вертикальный аппарат.

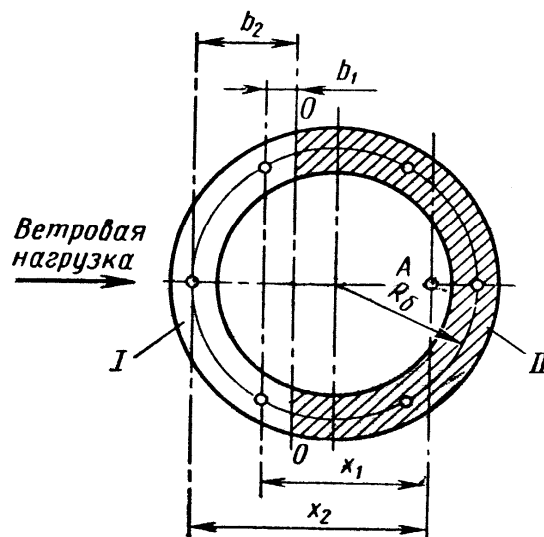


Рис.3.13 Схема расположения фундаментных болтов (I и II – соответственно растянутая и сжатая зона; R_6 – радиус окружности фундаментных болтов).

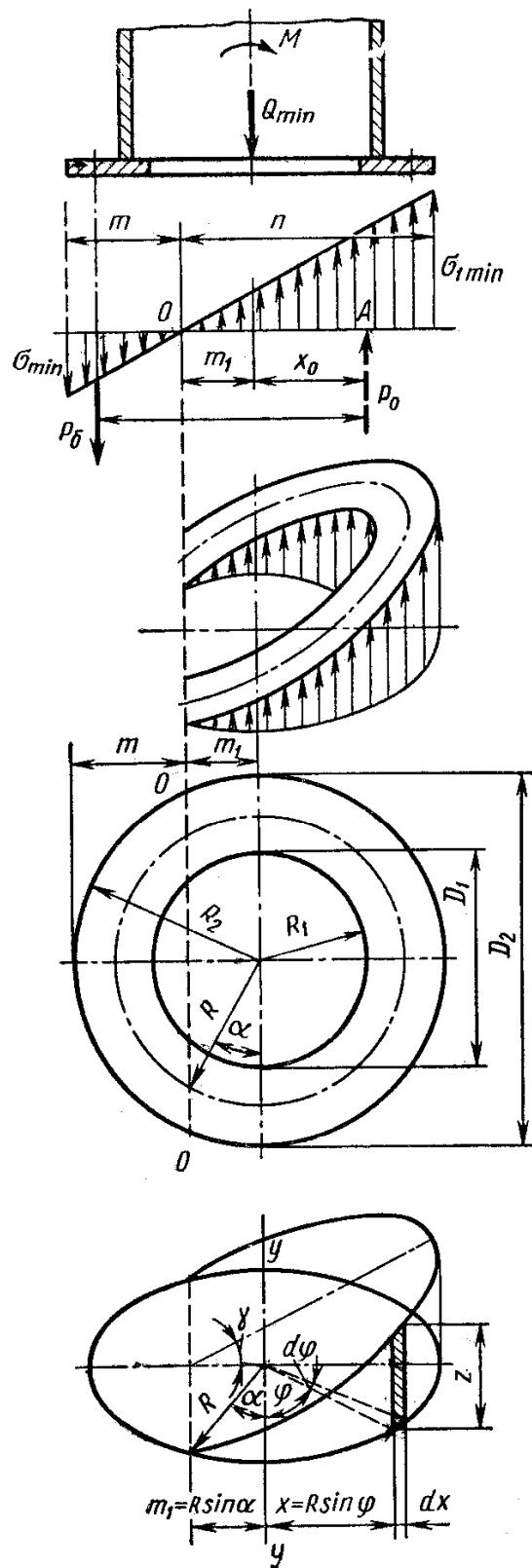


Рис.3.14 Схемы к определению точки приложения равнодействующей опорной реакции.

Находим расстояние b_1 :

$$b_1 = m - \frac{b}{2} = -2,61 - \frac{0,12}{2} = -2,67 \text{ м}$$

Определяем нагрузку на наиболее нагруженный болт в зоне растяжения:

$$M - G_{\min} \cdot X_0 - P_{B(4)} \cdot X_1 = 0$$

$$P_{B(1)} = \frac{M - G_{\min} \cdot X_0}{X_1} = \frac{287 \cdot 10^{-3} - 0,11 \cdot 1,02}{2,58} = 0,067 \text{ МН} \cdot \text{м}$$

Находим изгибающий момент относительно сечения сварного шва от ветровых и эксцентрично приложенных массовых нагрузок, действующих выше сварного шва:

$$M' = P_1 \cdot H'_1 + P_2 \cdot H'_2 + P_3 \cdot H'_3 + P_4 \cdot H'_4 = 7,4 \cdot 10^{-3} \cdot 15,5 + 7,12 \cdot 10^{-3} \cdot 10,5 + 6,85 \cdot 10^{-3} \cdot 5,5 + 6,85 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5 = 0,23 \text{ МН/м.}$$

где

$$H'_1 = X_1 - 2\text{м} = 17,5 - 2 = 15,5 \text{ м} \quad H'_2 = X_2 - 2\text{м} = 12,5 - 2 = 10,5 \text{ м}$$

$$H'_3 = X_3 - 2\text{м} = 7,5 - 2 = 5,5 \text{ м} \quad H'_4 = X_4 - 2\text{м} = 2,5 - 2 = 0,5 \text{ м}$$

Находим напряжение в сплошном сварном шве, крепящем корпус аппарата к цилиндрической опорной части:

$$\sigma_c = \frac{G_{\max}}{f_c} + \frac{M'}{W_c}; \quad \sigma_c = \frac{0,5}{0,08} + \frac{0,23}{0,061} = 10,02 \text{ МН}$$

где f_c - площадь опасного сечения сварного шва, W_c - момент сопротивления сварного шва изгибу;

$$f_c = \pi \cdot D_H \cdot 0,7 \cdot S = 3,1416 \cdot 0,7 \cdot 3,016 \cdot 0,012 = 0,08 \text{ м}^2;$$

$$W_c = 0,8 \cdot 0,7 \cdot S \cdot D_H^2 = 0,8 \cdot 0,7 \cdot 0,012 \cdot (3,016)^2 = 0,061 \text{ МН/м}^2$$

Если опора приварена к днищу, то сварной шов работает на сжатие, тогда условие прочности запишется $\sigma_c \leq \varphi \cdot [\sigma]$; где $\varphi = 0,8$ - коэффициент прочности сварного шва.

$$\sigma_c \leq 0,8 \cdot 131; \quad 10,02 \leq 104,8 \quad \text{выполняется.}$$

										Лист
										58
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Момент сопротивления изгибу сечения опорной части (D - внутренний диаметр опорной части):

$$W_0 \approx \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot S = \frac{3,1416}{4} \cdot (2,9)^2 \cdot 0,012 = 0,079 \text{ м}^3$$

Площадь и момент сопротивления сечения опорной части:

$$F'_0 = (\pi \cdot D - 1,1 \cdot d) \cdot S$$

$$F'_0 = (3,1416 \cdot 2,9 - 1,1 \cdot 0,6) \cdot 0,012 = 0,101 \text{ м}^2$$

$$W'_0 = W_0 \cdot \left(\frac{\pi \cdot D - 1,1}{\pi \cdot D} \right) = 0,079 \cdot \frac{3,1416 \cdot 2,9 - 1,1 \cdot 0,6}{3,1416 \cdot 2,9} = 0,073 \cdot \text{м}^3;$$

где d - проходной диаметр люка лаза. Отверстие в обечайке опорной части $d = 0,6$ м укреплено патрубком с толщиной стенки $\delta_{\text{п}} = S = 0,012$ м и длиной $l_0 \geq 0,25 \cdot d$; $l_0 = 0,15$ м.

Определяем максимальное напряжение в сечении опорной части:

$$\sigma_0 = \frac{G_{\text{max}}}{F_0} + \frac{M}{W_0}; \quad \sigma_0 = \frac{G_P}{F_0} + \frac{M}{W_0};$$

$$\sigma_0 = \frac{0,5}{0,101} + \frac{0,23}{0,073} = 8,1 \text{ МПа} \quad \sigma_0 = \frac{0,42}{0,101} + \frac{0,23}{0,073} = 7,3 \text{ МПа}$$

Допускаемая осевая сжимающая сила:

$$G_{\text{доп}} = \pi \cdot D \cdot (S - C) \cdot \varphi \cdot [\sigma] = 3,1416 \cdot 2,9 \cdot 0,012 \cdot 0,63 \cdot 160 = 11,02 \text{ МН}.$$

где $[\sigma] = 168$ МПа – допускаемые напряжения для стали 12Х18Н10Т. Коэффициент уменьшения допускаемого напряжения φ_c определяют по следующим зависимостям:

$$\text{при } D/[2 \cdot (S - C)] < 0,18 \cdot E / \sigma_T \quad \frac{2,9}{2 \cdot 0,012} < \frac{0,18 \cdot 2 \cdot 10^5}{240} \quad 120,8 < 150$$

$$\varphi_c = \frac{1}{1 + 23 \cdot \left[\frac{\sigma_T}{E} \cdot \frac{D}{2 \cdot (S - C)} \right]^2}; \quad \varphi_c = \frac{1}{1 + 23 \cdot \left[\frac{240}{2 \cdot 10^5} \cdot \frac{2,9}{2 \cdot 0,012} \right]^2} = 0,67.$$

Допускаемый изгибающий момент рассчитываем по формулам:

$$\text{при } D/[2 \cdot (S - C)] < 0,23 \cdot E / \sigma_T \quad 120,8 < 191,67$$

										Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						59

$$\varphi_{II} = \frac{1}{1 + 15,3 \cdot \left[\frac{\sigma_T}{E} \cdot \frac{D}{2 \cdot (S - C)} \right]^2} = \frac{1}{1 + 15,3 \cdot \left[\frac{240}{2 \cdot 10^5} \cdot \frac{2,9}{2 \cdot 0,012} \right]^2} = 0,75$$

$$M_{\text{доп}} = 0,785 \cdot \varphi_{II} \cdot [\sigma] \cdot D^2 \cdot (S - C)$$

$$M_{\text{доп}} = 0,785 \cdot 0,75 \cdot [160] \cdot (2,9)^2 \cdot 0,012 = 9,5 \text{ МН} \cdot \text{м.}$$

Проверка устойчивости формы опорной части:

$$\frac{G}{G_{\text{доп}}} + \frac{M}{M_{\text{доп}}} \leq 1 \quad \frac{0,5}{11,02} + \frac{0,287}{9,5} \leq 1 \quad 0,075 \leq 1$$

Проверка устойчивости опорной части выполняется.

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		60

4. ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

4.1. Капитальные вложения

В данном разделе дипломного проекта произведены технико-экономические расчеты проектируемого производства отделения КФС улавливания химических продуктов коксования производительностью 350 млн. м³ в год. Производительность данного производства увеличено на 50 млн. м³ в год, что должно уменьшить затраты производства на единицу продукции.

4.1.1 Затраты на строительство зданий и сооружений

Затраты на строительство зданий рассчитываются укрупнено, исходя из их объема здания и стоимости 1 м³ по фактическим данным. Санитарно - электротехнические работы принимаем как 30 % от стоимости строительства. Затраты на сооружения принимаем по фактическим данным.

Результаты расчета затрат на здания и сооружения приводятся в таблице 4.1.

Таблица 4.1

Смета капитальных затрат на строительство зданий и сооружений

Наименование	Объем, м ³	Стоимость 1 м ³ , тыс. руб.	Общая стоимость, тыс. руб.
I. Здания:			
- административные	1820	2,5	4550
-производственные	28352	1,5	42528
Итого:			47078
II. Сантехработы			14123,4
Итого:			61201,4
III. Сооружения	303	1050	318,3
Всего:			61519,7

4.1.2 Затраты на оборудование, инструмент и инвентарь

В капитальные затраты на оборудование включается стоимость основного, неучтенного оборудования и прочие затраты. Затраты на основное оборудование рассчитываются укрупнено, исходя из количества и цен на основное технологическое оборудование и прочих затрат. Наименование и количество основного оборудования, его характеристика принимаются в соответствии со спецификацией принятой схемы технологического процесса и объема производства продукции.

Прочие затраты на оборудование определяются исходя из следующих укрупненных показателей:

- стоимость неучтенного оборудования - 15 % от стоимости основного оборудования:

$$10743 \cdot 0,15 = 1611,45 \text{ тыс.руб.}$$

- транспортные, заготовительно-складские расходы и стоимость запчастей - 10 % от суммарной стоимости оборудования (сумма стоимости основного и неучтенного):

$$(10743 + 1611,45) \cdot 0,1 = 1235,4 \text{ тыс.руб.}$$

- стоимость инвентаря и инструментов - 1 % от общей стоимости оборудования:

$$13589,85 \cdot 0,01 = 135,89 \text{ тыс.руб.}$$

- стоимость монтажа оборудования, трубопроводов, КИП и специальных работ (устройство фундаментов под оборудование, изоляции, антикоррозийные работы и др.) - по данным табл. 1.1 в процентах от общей стоимости оборудования.

Монтаж – 12%: $13589,85 \cdot 0,12 = 1630,78 \text{ тыс.руб.}$

Спец. работы – 12%: $13589,85 \cdot 0,12 = 1630,78 \text{ тыс.руб.}$

Результаты расчета капитальных затрат приведены в таблице 4.2.

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					62

Таблица 4.2

Смета капитальных затрат на оборудование

Наименование	Количество, шт.	Стоимость		Амортизационные отчисления	
		Единицы, тыс.руб.	Общая, тыс.руб.	Норма, %	Сумма, тыс.руб.
1	2	3	4	5	6
Основное:					
1. Регенератор	2	2400	4800	9,1	436,8
2. Абсорбер	2	1800	3600	10	360
3.Сборник раствора МАФ	2	120	240	7,8	18,72
4. Сборник раствора ДАФ	2	110	220	7,2	15,84
5.Теплообменник	1	215	215	9,3	19,99
6.Промежуточный сборник	3	110	330	5,9	19,47
7. Конденсатор	1	150	150	8,3	12,45
8. Отстойник	4	140	560	8,6	48,16
9. Насос бк-8	2	78	156	9,7	15,13
10. Десорбер	2	155	310	8,7	26,97
11. Насос 4к-6	2	81	162	7,9	12,79
Итого:			10743	9,18	986,32
Неучтенное оборудование			1611,45		
Итого основное и неучтенное			12354,45	9,18	1134,1
Транспортные расходы			1235,4		
Общая стоимость			13589,85	9,18	1247,54
Прочие:			3397,45		
Сметная стоимость			16987,3	9,18	1646,7

Для определения средней нормы амортизации рассчитывается сумма амортизационных отчислений на основное технологическое оборудование:

						Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		63

$$A_c = \sum_{i=1}^n C \cdot \frac{H_a}{100\%}$$

где С - стоимость оборудования, тыс. р.;

H_a - норма амортизации на оборудование к первоначальной (восстановительной) стоимости объекта, %;

i - вид оборудования.

$$A_c = \left((4800 \cdot 9,1 + 3600 \cdot 10 + 240 \cdot 7,8 + 220 \cdot 7,2 + 215 \cdot 9,3 + 330 \cdot 5,9 + 150 \cdot 8,3 + 560 \cdot 8,6 + 156 \cdot 9,7 + 310 \cdot 8,7 + 162 \cdot 7,9) / 100 \right) = 986,32 \text{ тыс.руб.}$$

Нормы амортизации на основное оборудование принимаются по фактическим данным.

Средняя норма амортизационных отчислений рассчитывается как средняя арифметическая взвешенная величина из норм амортизации по видам основного оборудования:

$$H_{a.c.p} = \frac{986,32}{10743} \cdot 100\% = 9,18\%$$

4.1.3 Общий объем капитальных затрат

В общий объем капитальных затрат включается сметная стоимость зданий, сооружений, оборудования и необъемные затраты, т.е. затраты на подготовку территории строительства, содержание дирекции строящегося объекта, временные здания и др., которые в состав основных фондов не включаются.

Размер необъемных затрат принимаем 5 % от стоимости основных фондов, т.е. сметной стоимости зданий, сооружений, оборудования и инвентаря:

$$78507 \cdot 0,05 = 3925,35 \text{ тыс.руб.}$$

Результаты расчета сводных капитальных затрат приведены в таблице 4.3.

										Лист
										64
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Таблица 4.3

Сводная смета капитальных затрат

Наименование	Сумма, тыс. руб.
Здания, сооружения	61519,7
Оборудование	16987,3
Необъемные затраты	3925,35
Всего	82432,35

4.1.4 Расчет амортизационных отчислений

Амортизационные отчисления рассчитываются по видам основных фондов путем умножения их сметной стоимости на соответствующую среднюю норму амортизации. Средние нормы амортизации на здания, сооружения принимаются по фактическим данным, на оборудование - на основании расчета.

Результаты расчета амортизационных отчислений приведены в таблице 4.4.

Таблица 4.4

Расчет амортизационных отчислений

Основные фонды	Сметная стоимость, тыс. руб.	Норма амортизации, %	Сумма, тыс. руб.
Здания	61201,4	5	3060,07
Сооружения	318,3	3,1	9,86
Оборудование	16987,3	9,18	1559,43
Итого:	78507	5,89	4629,36

4.2 Режим работы

Режим работы характеризуется непрерывной рабочей неделей, числом смен в сутки, продолжительностью рабочего дня и рабочей смены, что определяется условиями труда рабочих. На производстве установлена непрерывная рабочая неделя, восьми часовая рабочая смена.

Таблица 4.5

Расчет количества дней работы оборудования в год

Показатели	Непрерывное производство
1. Календарный фонд рабочего времени	365
2. Праздничные и выходные дни	-
3. Номинальный фонд	365
4. Межсменные перерывы	-
5. Сменный фонд времени	-
6. Перерывы и остановки на: - капитальный ремонт	15
- текущий ремонт	15
- по технологическим причинам	2
7. Эффективный фонд времени	333
8. Коэффициент экстенсивного использования оборудования	0,9

Режим работы рабочих устанавливается на основании длительности сменоборота, для чего составляется график сменности и определяется количество рабочих и выходных дней в году на одного рабочего.

При непрерывной рабочей неделе длительность сменоборота ($T_{см}$) определяется:

$$T_{см} = n \cdot a$$

где a - число рабочих дней в смену за одну рабочую неделю;

n - количество бригад;

$$n = \frac{24}{t_{см}} + 1$$

где $t_{см}$ – продолжительность смены,

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					66

$$n = \frac{24}{8} + 1 = 4 \text{ бригады}$$

Тогда сменоборот будет вычисляться:

$$T_{см} = 4 \cdot 3 = 12 \text{ дней}$$

На основании составленного графика сменности количество рабочих дней – 9, выходных – 3. Для определения количества рабочих дней воспользуемся формулой:

$$V_{раб} = \frac{365}{T_{см}} \cdot D_{раб} = \frac{365}{12} \cdot 9 = 274 \text{ дней},$$

где $T_{см}$ – длительность сменоборота, дней;

$D_{раб}$ – количество рабочих дней за сменоборот.

Тогда количество выходных дней за год:

$$V_{вых} = \frac{365}{T_{см}} \cdot D_{вых} = \frac{365}{12} \cdot 3 = 91 \text{ дней}$$

где $D_{вых}$ – количество выходных дней.

Таблиц 4.6

График сменности

Часы работы	Дни сменоборота											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
0-8	А	А	А	Б	Б	Б	В	В	В	Г	Г	Г
8-16	В	Г	Г	Г	А	А	А	Б	Б	Б	В	В
16-0	Б	Б	В	В	В	Г	Г	Г	А	А	А	Б
ОТДЫХ	Г	В	Б	А	Г	В	Б	А	Г	В	Б	А

4.3. Расчет численности и фонда заработной платы

4.3.1 Баланс рабочего времени

Балансы рабочего времени составляется для условий непрерывного производства путем вычитания из календарного фонда рабочего времени в году праздничных дней, выходных (см. раздел 4.2) и невыходов на работу в связи с очередными и дополнительными отпусками, болезнью, выполнением обязанностей и прочих. Невыходы на работу принимаются по фактическим данным.

Таблица 4.7

Баланс рабочего времени одного среднесписочного рабочего

Показатели	Непрерывное производство
1. Календарный фонд рабочего времени	365
2. Выходные дни	91
3. Праздничные,	-
4. Максимальный фонд рабочего времени	274
5. Невыходы:	
- очередные и дополнительные отпуска	28
- дополнительные отпуска	10
- декретные	1
- выполнение общественных обязанностей	3
- ученические отпуска	3
6. Эффективный фонд рабочего времени	229

4.3.2 Численность работающих

Численность работающих определяется отдельно по категориям, что обусловлено характером выполняемой работы и распределением заработной платы по статьям калькуляции себестоимости продукции.

Явочная численность работающих рассчитывается:

$$Ч_{\text{яв}} = N_{\text{об}} \cdot \Gamma \cdot C;$$

где $N_{\text{об}}$ – норма обслуживания (количество рабочих на одном рабочем месте);

Γ – количество рабочих мест;

C – количество смен в сутки.

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					68

Основные рабочие:

Аппаратчик абсорбции 4 разряда:

$$Ч_{яв1} = 0,09 \cdot 18 \cdot 3 = 5 \text{ человек}$$

Аппаратчик абсорбции 5 разряда:

$$Ч_{яв2} = Ч_{яв1} = 5 \text{ человек}$$

Аппаратчик абсорбции 6 разряда:

$$Ч_{яв3} = 0,2 \cdot 6 \cdot 3 = 4 \text{ человек}$$

Дежурный персонал:

Слесарь-ремонтник 4 разряда:

$$Ч_{яв5} = 1 \cdot 3 = 5 \text{ человек}$$

Списочная численность работающих определяется:

$$Ч_{сп} = Ч_{яв} \cdot K_c;$$

где K_c – коэффициент списочного состава:

$$K_c = T_{м.в.} / T_{эф};$$

где $T_{м.в.}$ – максимально возможный фонд времени;

$T_{эф}$ – эффективный фонд времени.

$$K_c = 365 / 229 = 1,59.$$

Основные рабочие:

Аппаратчик абсорбции 4 разряда:

$$Ч_{сп1} = 5 \cdot 1,59 = 8 \text{ человек}$$

Аппаратчик абсорбции 5 разряда:

$$Ч_{сп2} = Ч_{сп1} = 5 \cdot 1,59 = 8 \text{ человек}$$

Аппаратчик абсорбции 6 разряда:

$$Ч_{сп3} = 4 \cdot 1,59 = 6 \text{ человек}$$

									Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					69

Дежурный персонал:

Слесарь-ремонтник 4 разряда:

$$Ч_{\text{сп}} = 3 \cdot 1,59 = 3 \text{ чел.}$$

Численность остальных категорий работающих (вспомогательных рабочих, руководителей, специалистов и служащих, МОП) принята по фактическим данным.

4.3.3 Фонд заработной платы

Фонд заработной платы (ФЗП) рабочих определяется исходя из:

- - установленной списочной численности рабочих по категориям на проектируемый объем производства;
- - действующей системы оплаты труда;
- - эффективного фонда рабочего времени.

Тарифный фонд определяется произведением списочной численности работающих, тарифной ставки и эффективного фонда времени.

Доплата за ночное время рассчитывается как произведение численности рабочих, коэффициент доплаты за работу в ночное время суток (0,4), тарифная ставка, количество часов в смене количество смен.

Праздничные дни определяется произведением тарифной ставки, количество праздничных дней, количество часов в смене, коэффициент доплаты в праздничные дни, численность рабочих. Премия составляет 75% от тарифного фонда.

Дополнительная ФЗП (оплата отпусков) принимается в размере 12% от основного ФЗП. Годовой фонд заработной платы – сумма основного и дополнительного ФЗП с учетом поясного коэффициента: для Кемеровской области 30% о годового фонда заработной платы.

Фонд заработной платы руководителей, специалистов, служащих, МОП определяется исходя из количества штатных единиц (см. раздел 4.3.2) и должностных окладов как сумма произведения должностных окладов на 11 месяцев и на соответствующую численность, премиальных выплат, доплат за работу в праздничные дни (для мастеров, начальников смен и других, работа которых необходима в праздничные дни), дополнительной заработной платы (оплата очередного отпуска) и поясной надбавки. Исходной информацией являются фактические данные в действующем производстве, аналогичном проектируемому.

										Лист
										70
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата						

Расчет заработной платы руководящих работников приведен в табл.4.8, расчет заработной платы вспомогательных рабочих – в табл. 4.9.

Таблица 4.8

Фонд заработной платы руководящих работников

Должность	Кол-во	Оклад	Основной фонд зарплаты, р.				Оплата отпуска	Годовой фонд, р.	Годовой фонд с учетом поясного коэф. ,р
			За год (11мес)	Премия	доплаты				
					Ночное время	Празд. дни			
Нач. цеха	1	15200	167200	125400			26600	319200	414960
Зам. нач. цеха	1	13600	149600	112200			23800	285600	371280
Механик	1	13400	147400	110550			23450	281400	365820
Энергетик	1	10300	113300	84975			18025	216300	281190
Технолог	1	10100	111100	83325			17675	212100	275730
Мастер смены	4	8700	382800	287100	422240	104400	60900	1257440	1634672
Табельщик	1	4500	49500	37125			7875	94500	122850
Итого:	10	75800	1120900	840675	422240	104400	178325	2666540	3466502

Таблица 4.9

Расчет фонда заработной платы

Наименование профессий, специальностей	Разряд	Списочная численность, чел	Тарифная ставка, р/ч	Эффективный фонд времени, ч	Основной фонд зарплаты, р						
					тарифный фонд	доплаты				всего	
						ночное время	праздничные дни	премия	итого		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	
Основные рабочие:											
I. Аппаратчик	6	2	20,5	1832	75112	11939,2	2952	56334	71225	146337	
2. Аппаратчик	5	3	17,9	1832	98378	15637	3866,4	73783	93286,4	191664,4	
Итого		5			173490	27576,2	6818,4	130117	164511,4	338001,4	
Вспомогательные рабочие:											
а) дежурный персонал											
1. Слесарь - ремонтник	5	2	15,1	1832	55326,4	8794,24	2174,4	41494,8	52463,44	107789,8	
б) ремонтный персонал											
1. Изолировщик	6	3	13,8	1832	75844,8	12055,68	2980,8	56883,6	71920,08	147764,9	
2. Слесарь - ремонтник	5	2	16,9	1832	61921,6	9842,56	2433,6	46441,2	58717,36	120639	
3. Электромонтер	4	4	14,2	1832	104057,6	16540,16	4089,6	78043,2	98672,96	202730,6	
4. Электрогазосварщик	5	4	15,4	1832	112851,2	17937,92	4435,2	84638,4	107011,5	219862,7	
5. Слесарь - ремонтник	4	4	15,8	1832	115782,4	18403,84	4550,4	86836,8	109791	225573,4	
Итого		17			525784	83574,4	20664	394338	446112,9	916570,6	
в) прочие рабочие											
1. Кладовщик		2	14,9	1832	54593,6	8677,76	2145,6	40945,2	51768,56	106362,2	
2. Уборщик		2	10,1	1832	37006,4	5882,24	1454,4	27754,8	35091,44	72097,84	
Итого		4			91600	14560	3600	68700	86860	178460	
Всего:		26			790874	125710,6	31082,4	593155	749947,44	1540821,8	

Продолжение табл. 4.9

Наименование профессий, специальностей	Дополнительный фонд зарплаты, р.	Годовой фонд, р.	Годовой фонд с учётом поясного коэффициента, р.
	Оплата отпуска		
	12	13	14
Основные рабочие:			
1. Аппаратчик	17892,7	164229,7	213498,61
2. Аппаратчик	23434,9	215099,3	279629,09
Итого	41327,6	379329	493127,7
Вспомогательные рабочие:			
а) дежурный персонал:			
1. Слесарь - ремонтник	13179,54	120969,4	157260,2
Итого	13179,54	120969,4	157260,2
б) ремонтный персонал:			
1. Излировщик	18067,32	165832,2	215581,9
2. Слесарь - ремонтник	14750,62	135389,6	176006,4
3. Электромонтер	24788,02	227518,6	295774,1
4. Электрогазосварщик	26882,78	246745,5	320769,1
5. Слесарь - ремонтник	27581,03	253154,5	329100,8
Итого:	112069,77	1028640	1337232
в) прочие рабочие			
1. Кладовщик	13004,98	119367,1	155177,3
2. Уборщик	8815,456	80913,3	105187,3
Итого:	21820,436	200280,4	260364,6
Всего	188397,346	1729218,8	2247984,5

Итого ФЗП работающих равняется: ФЗП рабочих (**2247984,5** р.) плюс ФЗП руководящих работников (**3466502** р.).

Так как производственных стадий в цехе пять, а расчет ведется одной стадии, то принимаем 1/5 от ФЗП руководящих работников, т.е. **693300,4** р. Следовательно, ФЗП работающих 2941284,9 рублей.

4.4 Расчет затрат на отделение КФС

4.4.1 Затраты на материальные ресурсы

Затраты на энергетические ресурсы рассчитываются исходя из соответствующих удельных норм расхода и цен на них. Удельные нормы расхода энергии принимаем по фактическим данным предприятия ОАО «КОКС».

Цены на энергетические ресурсы также принимаются по фактическим данным предприятия ОАО «КОКС».

4.4.2 *Общепроизводственные расходы*

Общепроизводственные расходы состоят из затрат на содержание и эксплуатацию оборудования и общецеховых расходов.

Эти расходы определяются в соответствующих сметах затрат – табл. 4.10 и 4.11.

В затраты на содержание и эксплуатацию оборудования входят:

- амортизация оборудования – из табл. 4.4;
- основная и дополнительная зарплата вспомогательных рабочих – из табл. 4.9 отчисления на социальные нужды – 26% + 0,3% на страхование от несчастных случаев на производстве от годового фонда оплаты труда соответствующей категории работающих
- $1337,2 * (0,26 + 0,003) = 363,7$ тыс. руб.
- прочие затраты – 8 % от суммы предыдущих затрат
- $(1559,43 + 1337,2 + 363,7) * 0,08 = 260,8$ тыс. руб.

Таблица 4.10

Смета расходов на содержание и эксплуатацию оборудования

Наименование	Сумма, тыс.р.
Амортизация оборудования	1559,43
Основная и дополнительная зарплата вспомогательных рабочих	1337,2
Отчисление на соц. нужды	363,7
Прочие	260,8
Итого:	3521,13

Пояснения к табл. 5.11:

- зарплата руководящего персонала – из табл. 4.8;
- отчисления на социальные нужды – 26% + 0,3% на страхование от несчастных случаев на производстве от годового фонда оплаты труда соответствующей категории работающих

-
- $3466,5 * (0,26 + 0,003) = 911,69$ тыс. руб.
- затраты на содержание зданий и сооружений (заработная плата МОП с учетом отчислений на социальные нужды)
 - $260,3 * (0,26 + 0,003) = 68,45$ тыс. руб.
- прочие затраты – 1% от сметной стоимости зданий и сооружений
 - $0,01 \cdot 61519,7=615,2$ тыс. руб.
- затраты на текущий ремонт зданий, сооружений – 2 % от сметной стоимости зданий, сооружений
 - $0,02 \cdot 61519,7=1230,4$ тыс. руб.
- затраты на охрану труда – 20 % от ФЗП работающих
 - $2941,28 \cdot 0,2=588,25$ тыс. руб.
- амортизация зданий, сооружений – из табл. 4.4;
- расходы на подготовку и освоения производства – 2 % от ФЗП работающих
 - $2941,28 \cdot 0,02=588,25$ тыс. руб.
- прочие затраты – 15 % от суммы предыдущих затрат.

Таблица 4.11

Смета общецеховых расходов

Наименование	Сумма, тыс.р.
1	2
Зарплата руководителей, специалистов, служащих	3466,5
Отчисление на соц. нужды	911,69
Содержание зданий, сооружений:	
- зарплата МОП	260,3
- отчисление на соц. Нужды	68,45
- прочие	615,2
Текущий ремонт зданий, сооружений	1230,4
Охрана труда	588,25

Амортизация зданий, сооружений	3069,93
Расходы на подготовку и освоение производства	58,82
Прочие	1015,1
Итого:	11284,64

4.4.3 Общехозяйственные расходы

В эту статью включаются следующие расходы:

- прочие производственные расходы, которые принимаются по фактическим данным 3% от ФЗП работающих
- $0,03 \cdot 2941284,9 = 88,2$ тыс. р.
- общезаводские расходы, расходы на охрану окружающей среды, налоги и сборы, которые принимаются по фактическим данным 25% от ФЗП работающих
- $0,25 \cdot 2941284,9 = 735,3$ тыс. р.

4.4.4 Смета затрат на отделение КФС

Затраты на материальные ресурсы, полуфабрикаты, топливо, энергетические ресурсы рассчитываются исходя из соответствующих удельных норм расхода и цен на них.

Расчет себестоимости продукции осуществляется в калькуляции (табл. 4.12).

При составлении калькуляции определяется цеховая, производственная и полная себестоимость.

Цеховая себестоимость определяется как сумма затрат на производство продукции в цехе:

- сырье, основные материалы;
- топливо и энергия на технологические цели;
- основная и дополнительная зарплата производственных рабочих;
- общепроизводственные расходы.

Производственная себестоимость – сумма цеховой себестоимости и общехозяйственных расходов за исключением стоимости попутной продукции.

Полная себестоимость образуется суммированием производственной себестоимости и коммерческих расходов.

Калькуляция себестоимости коксового газа

Статьи затрат	Стоимость	
	На всю выработку, тыс. р.	На единицу продукции, р.
1. Материалы и сырье:		
- ортофосфорная кислота	3158668	4800
2. Топливо и энергия:		
- электроэнергия	95550	145,4
- пар технологический	831390	1265
- техническая вода	190360	289,7
Итого:	1117300	1700,1
3. Зарплата основных рабочих	493,1	0,75
4. Отчисления на соц. нужды	134,12	0,2
5. Общепроизводственные расходы	14805,77	17,2
6. Цеховая себестоимость	4287898,43	6518,25
7. Общехозяйственные расходы	823,5	1,25
8. Производственная себестоимость	4288721,93	6519,5
9. Коммерческие расходы	-	-
10. Полная себестоимость	4288721,93	6519,5
Итого:	1130053,23	1720

4.5. Основные технико-экономические показатели

К технико-экономическим показателям производства относятся производительность труд, прибыль, фондоотдача и фондоемкость, уровень рентабельности, которые рассчитываются в этом разделе.

Производительность труда на одного работающего в натуральном и стоимостном выражении:

$$ПТ_n = V_n / Ч_{сп},$$

где V_n – валовая продукция в натуральном выражении;

$Ч_{сп}$ – среднесписочная численность работающих.

					HTTP://BNBARS.MOY.SU	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		76

$$ПТ_n = 50000/59 = 847,45 \text{ т/чел.}$$

$$ПТ_d = В_d / Ч_{сп} = В_d * Ц / Ч_{сп},$$

где $В_d$ - валовая продукция в стоимостном выражении;

$Ц$ – оптовая цена, р.

$$ПТ_d = 50000 * 11000 / 59 = 9322033,89 \text{ р./чел.}$$

Прибыль:

$$П = (Ц - С) * В_n,$$

где $С$ – себестоимость единицы продукции,

$$П = (11000 - 1720) * 50000 = 464000000 \text{ р.}$$

Фондоотдача:

$$Ф_o = В_d / ОФ,$$

где $ОФ$ – стоимость основных фондов

$$Ф_o = 50000000 / 78507000 = 0,637 \text{ р/р.}$$

Фондоемкость:

$$Ф_e = ОФ / В_d$$

$$Ф_e = 78507000 / 50000000 = 1,57 \text{ р/р.}$$

Уровень рентабельности производства:

$$Р_{пр} = (П / С_{пф}) * 100\%,$$

где $С_{пф}$ – стоимость производственных фондов

$$Р_{пр} = (464000000 / 887129100) * 100\% = 52,3\%.$$

В стоимость производственных фондов включается стоимость основных фондов, часть стоимости фондов смежных и обслуживаемых производств в нормируемых оборотных средств. Стоимость фондов смежных и обслуживающих цехов принимается в размере 10% от сметной стоимости основных фондов по проекту, нормируемых оборотных средств, в размере 12% от стоимости основных фондов по проекту.

$$С_{пф} = 78507000 + 0,1 * 78507000 + 0,12 * 78507000 = 887129100 \text{ р.}$$

Уровень рентабельности продукции:

$$Р_n = (П / С_r) * 100\% = (464000000 / 4288721930) * 100\% = 10,8\%.$$

Все технико-экономические показатели сведены в табл. 4.13.

					HTTP://BNBARS.MOY.SU	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		77

Таблица 4.13

Технико-экономические показатели проектируемого производства

Показатели	Единица измерения	Значение
Валовая продукция:		
- в натуральном выражении	т	50000
- в денежном выражении	тыс. руб.	550000
Численность работающих	чел.	59
Производительность труда:		
- в натуральном выражении	т/чел.	847,45
- в денежном выражении	р./чел.	9322033,89
Полная себестоимость:		
- всей продукции	тыс. руб.	4288721,93
- единицы продукции	р./т.	651,5
Прибыль	тыс. руб.	464000
Стоимость основных фондов	тыс. руб.	78507
Фондоотдача	р./р.	0,637
Фондоёмкость	р./р.	1,5
Уровень рентабельности:		
- производства	%	52,3
- продукции	%	10,8
Капитальные вложения	тыс. руб.	82432,35

Оптимальность проектируемого производства продукции устанавливается на основе показателей экономической эффективности: срок окупаемости капиталовложений или коэффициента эффективности и уровня рентабельности.

Срок окупаемости капиталовложений рассчитывается по формуле:

$$T_{ок} = KB/П,$$

где KB – общий объем капиталовложений, руб. (табл. 4.3)

$$T_{ок} = 82432,35/464000 = 0,18 \text{ года.}$$

Коэффициент эффективности капиталовложений:

$$E = П/KB \quad \text{или} \quad E = 1/ T_{ок};$$

$$E = 464000/82432,35 = 5,6.$$

Срок окупаемости и коэффициента эффективности капиталовложений сопоставляются с нормативными аналогичными показателями:

$$E_n = 0,15 \quad \text{и} \quad T_n = 1/ E_n.$$

Если $T_n > T_{ок}$, а $E_n < E$, то проектируемое производство признается оптимальным

$$T_n = 1/0,15 = 6,67 \text{ лет.}$$

Для проектируемого производства срок окупаемости $T_{ок} = 0,18$ года, что соответствует условию $T_n > T_{ок}$, ($6,67 > 0,18$). Коэффициент эффективности капиталовложений $E = 5,6$, что соответствует условию $E_n < E$, ($0,15 < 5,6$). Следовательно, проектируемое производство коксового газа является оптимальным.

					HTTP://BNBARS.MOY.SU	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		79

Заключение

В дипломном проекте спроектировано производство коксового газа производительностью 35000 тыс. м. в год.

Капитальные вложения, необходимые для подготовки территории, строительства производства и обеспечение его оборудованием составили 82432,35 тыс. руб. Для ремонта и обновления основных фондов предусмотрена амортизация – 3069,93 тыс. руб. Для обеспечения производства сырьем и материалами необходимо 3158668 тыс. руб., а топливом и энергией – 1117300 тыс. руб. Фонд заработной платы всех работающих (с учетом доплат, отпусков и районного коэффициента) равен 2247,985.

Определена смета затрат на производство 1 т коксового газа, которая равна 1720 тыс. руб., а также смета затрат годового выпуска продукции – 1130053,23 тыс. руб.

Для проектируемого производства срок окупаемости $T_{ок} = 0,18$ года, а коэффициент эффективности капиталовложений $E = 5,6$, то есть производство коксового газа является оптимальным.

					HTTP://BNBARS.MOY.SU	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		80