

СОДЕРЖАНИЕ

Введение		9
1 Обзор и анализ состояния вопроса		10
1.1 Сырье для получения азотной кислоты		10
1.2 Методы получения азотной кислоты		10
1.3 Сущность процесса селективной очистки		16
1.4 Аппараты для селективной очистки.....		17
2 Технологический раздел		21
2.1 Описание технологической схемы и проектируемого оборудования		21
2.2 Технологический расчет.....		25
3 Расчетно-конструкторский раздел		42
3.1 Конструирование аппарата		42
3.2 Выбор материала для изготовления аппарата		43
3.3 Расчет толщин стенок цилиндрических обечаек		45
3.4 Расчет эллиптических днищ		48
3.5 Расчет штуцеров.....		49
3.6 Расчет укрепления отверстия.....		52
4 Специальный раздел		55
4.1 Определение массы оборудования		55
4.2 Доставка оборудования на монтажную площадку		56
4.3 Приёмка фундамента под монтаж		58
4.4 Выбор способа монтажа		59
4.5 Выбор крана и расчёт такелажной оснастки		60
4.6 Выверка и испытание оборудования.....		63
4.7 Технические условия на эксплуатацию и ремонт оборудования.....		65
5 Автоматизация оборудования		69
5.1 Выбор и обоснование параметров контроля и управления		69
5.2 Выбор и обоснование технических средств и систем автоматизации		70

6 Безопасность и экологичность проекта.....		75
--	--	-----------

	6.1	Анализ опасных и вредных факторов производства	76
	6.2	Мероприятия по предотвращению воздействия опасных и вредных факторов	77
		Реактор	
		селективной очистки	
		Пояснительная записка	

ВВЕДЕНИЕ

Азотная кислота является одним из важнейших многотоннажных продуктов химической промышленности. Она занимает второе место по объему производства после серной кислоты. Азотная кислота широко применяется для производства многих продуктов, используемых в промышленности и сельском хозяйстве. Так, около 40% ее расходуется на получение сложных и азотных минеральных удобрений; азотная кислота используется для производства синтетических красителей, взрывчатых веществ, нитролаков, пластических масс, лекарственных синтетических веществ и других важнейших продуктов.

Сырьем для получения продуктов в азотной промышленности являются атмосферный воздух и различные виды водород-содержащего сырья (уголь, сланцы, газ и др.). Одной из составных частей воздуха является азот, который используется в процессах получения аммиака, цианамиды кальция и других продуктов азотной технологии [1].

Поскольку ресурсы атмосферного азота огромны, то сырьевая база азотной промышленности в основном определяется вторым видом сырья – углеводородами, применяемым для получения водорода или водород-содержащего газа. До 50-х годов текущего столетия заводы нашей страны использовали в качестве сырья в основном твердое топливо.

При производстве азотной кислоты образуются различные отходы. Самыми опасными из них считаются оксиды азота (хвостовые газы), которые, попадая в атмосферу, вступают в реакцию с водой и образуют азотную кислоту, выпадающую на землю в виде кислотных дождей.

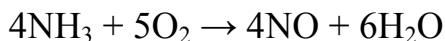
Хвостовые газы производства слабой азотной кислоты содержат после абсорбционных колонн от 0,05 до 0,2% оксидов азота, которые по санитарным требованиям без дополнительной очистки запрещено выбрасывать в атмосферу.

Очистка хвостовых газов выполняется в специальных аппаратах – реакторах селективной очистки.

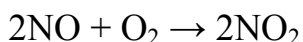
Дипломный проект посвящен проектированию реактора селективной очистки, работающего в составе установки производства слабой азотной кислоты.

		N				9

1) конверсии аммиака с целью получения оксида азота



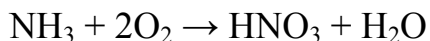
2) окисления оксида азота до диоксида азота



3) абсорбции оксидов азота водой



Суммарная реакция образования азотной кислоты выражается



Производство азотной кислоты по схеме АК-72. В основу схемы АК-72, разработанной в СССР, положен замкнутый энерготехнологический цикл с двухступенчатой конверсией аммиака и охлаждением нитрозных газов под давлением 0,42–0,47 МПа и абсорбцией оксидов азота при давлении 1,1–1,26 МПа; продукция выпускается в виде 60%-ной HNO_3 . Первый агрегат АК-72 мощностью 380 тыс. т/год был пущен в 1976 г [1].

Принципиальная технологическая схема процесса приведена на рисунке 1.1.

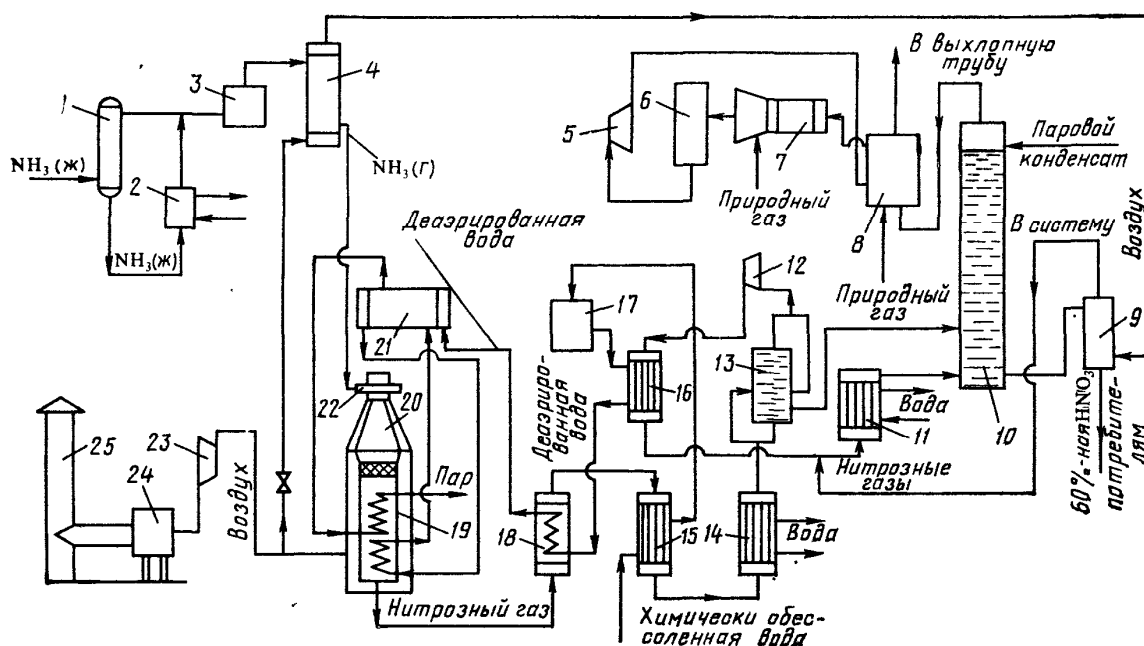


Рисунок 1.1 – Технологическая схема производства азотной кислоты АК-72:

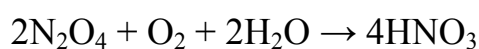
1 – ресивер; 2 – испаритель; 3, 24 – фильтры; 4, 15 – подогреватели; 5 – рекуперационная турбина; 6 – реактор каталитической очистки; 7 – смеситель; 8 – топочное устройство; 9 – продувочная колонна; 10 – абсорбционная колонна, II; 11 – водяные холодильники; 12, 23 – компрессоры; 13 – газовый промыватель; 14, 15 – холодильники нитрозных газов; 16, 18 – холодильники нитрозных газов; 17 – деаэрационная колонна; 19 – котел-утилизатор; 20 – контактный аппарат; 21 – барабан с сепарационным устройством; 22 – смесительная камера; 25 – труба для забора воздуха

дают в абсорбционную колонну 10. На тарелках колонны расположены земеевники для охлаждения кислоты. Сверху в колонну поступает паровой конденсат (H₂O) с температурой не выше 40 °С. Снизу колонны выводится 58–60%-ная азотная кислота; она поступает в продувочную колонну 9 для удаления растворенных в ней оксидов азота и далее направляется в хранилище.

Отходящий газ из абсорбционной колонны нагревается в подогревателе (топочном устройстве) 8, смешивается в смесителе 7 с природным газом и подогретый до 480 °С направляется на каталитическую очистку от оксидов азота в реактор. Катализатором очистки служит алюмопалладиевый катализатор АПК-2. После каталитического разложения выхлопные газы, содержащие до 0,008% оксидов азота при температуре 750 °С, поступают в рекуперационную турбину 5, входящую в состав газотурбинного агрегата. Здесь тепловая энергия выхлопных газов преобразуется в механическую с одновременным снижением давления газа до 0,95–1,05 МПа. Энергия, вырабатываемая в газовой турбине, используется для привода компрессоров 12 и 23 (нитрозного и воздушного).

Производство слабой азотной кислоты под повышенным давлением. В 1960-х годах разработан агрегат по производству азотной кислоты мощностью 120 тыс. т год под давлением 0,716 МПа с использованием высокотемпературной каталитической очистки выхлопных газов, выпускающий продукцию в виде 53–58%-ной HNO₃ [1]. При разработке этой схемы были пересмотрены вопросы экономической эффективности производства по схеме АК-72, в результате чего уменьшена мощность установки с 380 тыс. тонн до 120 тыс. тонн в год и снижено давление во всей схеме. В частности, абсорберы работают при давлении 0,5–0,7 МПа. Улучшена схема очистки хвостовых газов [1].

Производство концентрированной азотной кислоты прямым синтезом из оксидов азота. Прямой синтез HNO₃ основан на взаимодействии жидких оксидов азота с водой и газообразным кислородом под давлением до 5 МПа по уравнению



100%-ный диоксид азота при атмосферном давлении и температуре 21,5 °С полностью переходит в жидкое состояние. При окислении аммиака полученный

		N				13

холодильник концентрированной азотной кислоты, 14 – холодильник отработанной серной кислоты

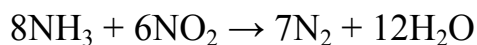
Разбавленная азотная кислота из напорного бака 1 подается в колонну 6 через два расходомера 2, включенные параллельно. Один поток кислоты проходит в испаритель 3 и подается в виде смеси жидкости и пара на 10-ю тарелку колонны 6, другой поток без подогрева поступает на вышележащую тарелку.

Серная кислота из напорного бака 4 через регулятор 5 подается в верхнюю часть колонны 6 выше ввода холодного потока азотной кислоты. В нижнюю часть колонны вводится острый пар, при нагревании которым из тройной смеси начинает испаряться азотная кислота. Пары азотной кислоты при температуре 70–85 °С, поднимаясь вверх, выходят через штуцер в крышке колонны и поступают в холодильник-конденсатор 7. В этих парах имеются примеси оксидов азота и воды. В холодильнике-конденсаторе пары азотной кислоты при температуре около 30 °С конденсируются с образованием 98–99%-ной HNO_3 , при этом оксиды азота частично поглощаются этой кислотой. Концентрированная азотная кислота, содержащая оксиды азота, направляется на две верхние тарелки и проходит их последовательно, причем оксиды выдуваются из раствора парами азотной кислоты, поступающими в конденсатор 7. Несконденсировавшиеся пары азотной кислоты и выделившиеся оксиды азота направляют на абсорбцию в башню 10, орошаемую водой. Полученная 50%-ная кислота поступает в сборник 11 и вновь направляется на концентрирование. Концентрированную азотную кислоту после охлаждения направляют на склад готовой продукции.

Отработанная серная кислота, содержащая 65–85% H_2SO_4 , поступает на концентрирование. При концентрировании азотной кислоты с применением 92–93%-ной серной кислоты расход последней значительно сокращается при подаче на концентрирование 59–60%-ной HNO_3 вместо 48–50%-ной. Поэтому в некоторых случаях выгодно проводить предварительное концентрирование 50%-ной HNO_3 до 60%-ной путем простого упаривания.

Большим недостатком концентрирования азотной кислоты с помощью серной кислоты является высокое содержание паров и тумана H_2SO_4 в выхлопных газах после электрофильтров (0,3–0,8 г/м³ газа).

		N				15



Одним из наиболее реальных способов утилизации оксидов азота, обеспечивающих санитарные нормы содержания оксидов азота в приземном слое атмосферы после рассеивания их из выхлопной трубы, является адсорбционно-десорбционный метод, в котором используется непрерывно циркулирующий сорбент (силикагель). Разработаны способы адсорбции на молекулярных ситах, промывки кислым раствором мочевины и другими промывными жидкостями.

1.4 Аппараты для селективной очистки

Процесс очистки хвостовых газов в зависимости от технологической схемы может протекать при различных рабочих условиях, поэтому существует несколько типов реакционных аппаратов [2].

Аппарат с электроподогревателем изображен на рисунке 1.3

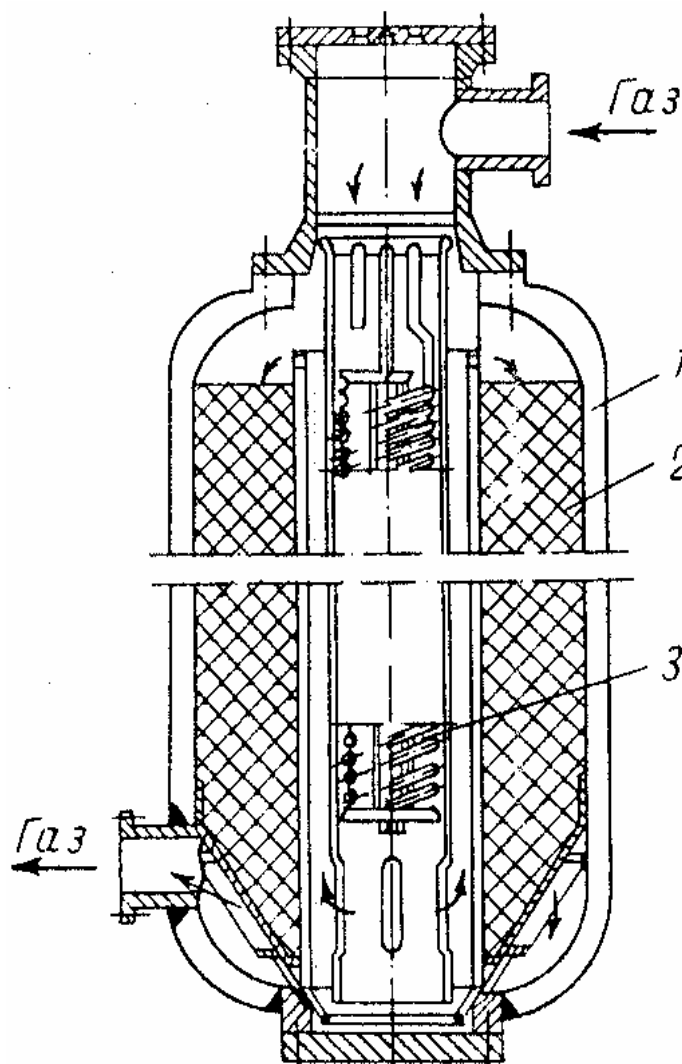


Рисунок 1.3 – Реактор селективной очистки с электроподогревателем:

1 – корпус аппарата; 2 – катализатор; 3 – электроподогреватель

1 – катализатор для засыпки; 2 – катализатор; 3 – корпус аппарата; 4 – место для дополнительного электроподогревателя; 5 – теплообменник.

Очищаемый газ поступает в аппарат сверху, проходит по кольцевому пространству между корпусом и кожухом изоляции катализаторной коробки и теплообменника, расположенный внутри аппарата, и попадает в межтрубное пространство теплообменника, где нагревается за счет тепла конвертированного газа. Из теплообменника газ проходит по центральной трубе, где при необходимости дополнительно обогревается электроподогревателем, затем поступает на катализатор и проходит через него в радиальном направлении. Очищенный газ направляется в трубки теплообменника, где отдает большую часть своего тепла холодному газу, поступающему на очистку.

Недостатком радиальной конструкции является низкая линейная скорость в слоях катализатора, последних по ходу газа, т.е. именно там, где реагируют ничтожно малые количества окиси углерода, и возрастает тормозящее влияние диффузии. Кроме того, в радиальном аппарате расход катализатора увеличивается на 30–50% за счет его усадки. Для компенсации усадки приходится помимо работающего слоя катализатора располагать в радиальной корзине затворные слои, в которых находится 10–15% общего объема катализатора. Некоторая часть катализатора также не участвующая в работе, заполняет днище корзины. Эти дополнительные объемы катализатора являются для реактора паразитными.

Определенную часть объема реактора занимают каналы, предназначенные для подвода и отвода потока. В результате степень полезного использования объема аппарата в радиальном аппарате ниже, чем в полочном. Если высота затворного слоя выбрана неправильно или из-за неудовлетворительной эксплуатации катализатор сильно разрушился, возможно образование байпасного потока газа мимо слоя катализатора, через освободившиеся отверстия перфорации. В результате усадки возможно образование и местных байпасов, например под термодарными карманами. Имеет место неравномерное распределение газа по высоте аппарата.

Серьезной проблемой для аксиальных реакторов является обеспечение равномерное распределение газового потока по сечению аппарата. Эта неравно-

		N				19

2.1 Описание технологической схемы и проектируемого оборудования

2.1.1 Выбор технологической схемы

Одним из способов уменьшения выбросов и повышения эффективности производства аммиака является применение энерготехнологической схемы с парогазовым циклом, в котором в качестве рабочей теплоты используется не только теплота водяного пара, но и продуктов сгорания топлива.

Такая схема реализована в ряде производств в нашей стране. К достоинствам этого химико-технологического процесса относятся: 1) использование теплоты промежуточных реакций для сжатия сырья (рекуперация энергии); 2) возможность организовать тщательную очистку отработанных газов [1].

Технологическая схема этого производства представлена на рисунке 2.1

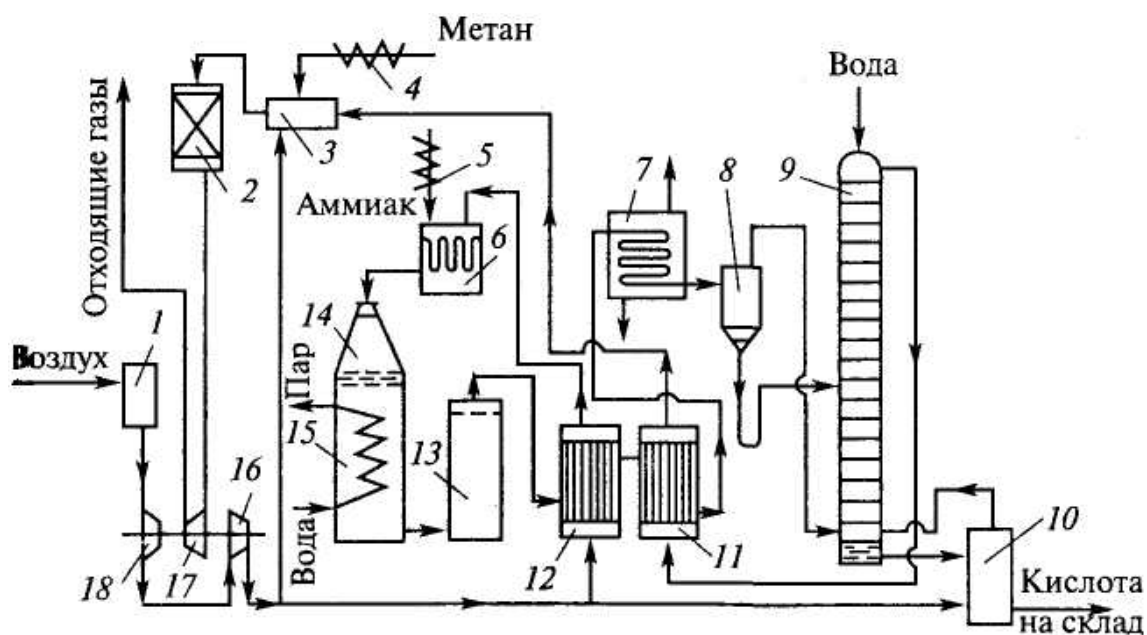


Рисунок 2.1 – Схема производства азотной кислоты под давлением 0,716 МПа:

1 – фильтр воздуха; 2 – реактор каталитической очистки; 3 – топочное устройство; 4 – подогреватель метана; 5 – подогреватель аммиака; 6 – смеситель аммиака и воздуха; 7 – холодильник-конденсатор; 8 – сепаратор; 9 – абсорбционная колонна; 10 - продувочная колонна; 11 – подогреватель отходящих газов; 12 – подогреватель воздуха; 13– сосуд для окисления нитрозных газов; 14 – контактный аппарат; 15 – котел-утилизатор; 16, 18 – двухступенчатый турбокомпрессор; 17 – газовая турбина

поступают для дальнейшего охлаждения в теплообменник 11, где происходит снижение их температуры до 150 °С и нагрев выхлопных (хвостовых) газов до 110–125 °С. Затем нитрозные газы направляют в холодильник-конденсатор 7, охлаждаемый оборотной водой. При этом конденсируются водяные пары и образуется слабая азотная кислота. Нитрозные газы отделяют от сконденсировавшейся азотной кислоты в сепараторе 8, из которого азотную кислоту направляют в абсорбционную колонну 9 на 6–7-ю тарелку, а нитрозные газы – под нижнюю тарелку абсорбционной колонны. Сверху в колонну подают охлажденный паровой конденсат.

Образующаяся в верхней части колонны азотная кислота низкой концентрации перетекает на нижележащие тарелки. За счет поглощения оксидов азота концентрация кислоты постепенно увеличивается и на выходе достигает 55–58%, причем содержание растворенных в ней оксидов азота достигает ~1%. Поэтому кислота направляется в продувочную колонну 10, где подогретым воздухом из нее отдувают оксиды азота, и отбеленная азотная кислота поступает на склад.

Степень абсорбции оксидов азота достигает 99%. Выходящие из колонны хвостовые газы с содержанием оксидов азота до 0,11% при температуре 35 °С проходят подогреватель 11, где нагреваются до 110–145 °С и поступают в топочное устройство (камера сжигания) 3 установки каталитической очистки. Здесь газы нагреваются до температуры 390–450 °С за счет горения природного газа, подогретого предварительно в подогревателе 4, и направляются в реактор с двухслойным катализатором 2, где первым слоем служит оксид алюминия, с нанесенным на него палладием, вторым слоем – оксид алюминия. Очистку осуществляют при 760 °С.

Очищенные газы поступают в газовую турбину 17 при температуре 690–700 °С. Энергия, вырабатываемая турбиной за счет теплоты хвостовых газов, используется для привода турбокомпрессора 18. Затем газы направляют в котел-утилизатор и экономайзер (на схеме не показаны) и выбрасывают в атмосферу. Содержание оксидов азота в очищенных выхлопных газах составляет 0,005–0,008%, содержание CO₂ – 0,23%.

		N				23

Проектируемый реактор представляет собой цилиндрический аппарат, состоящий из обечайки 3 и двух эллиптических днищ 2 и 9, привариваемых к обечайке. На верхнем днище 2 установлен штуцер 1 ввода газа на очистку. К нижнему днищу приварен специальный штуцер 7 для вывода очищенного газа и для ввода байпасного потока.

Для рекуперации тепла нитрозных газов в аппарате встроенный предусмотрен теплообменник 6. Конструкция аппарата также содержит трубу 10, предназначенную для байпаса газа мимо теплообменника.

Над теплообменником размещены две корзины с катализатором 4 и труба прохода газа 5 через слой катализатора.

Проектируемый реактор селективной очистки состоит из верхнего днища 2, к которому приварен штуцер 1 входа исходного газа, подлежащего очистке.

Аппарат установлен на цилиндрической опоре 8.

2.2 Технологический расчет

2.2.1 Исходные данные к расчету

В качестве исходных данных приняты следующие величины, сведенные в таблицу 2.1.

Таблица 2.1 – Исходные данные для расчета реактора селективной очистки

Наименование параметра	Обозначение	Размерность	Величина
Объемный расход газов, подлежащих очистке ($P = 0.1013$ МПа, $t = 0$ °C)	V	м ³ /ч	60000
Давление в реакторе	P	МПа	0,716
Температура	t	°C	450
Степень очистки	ψ		0.95
Объемный состав газе на входе	C_{NO} C_{O_2} C_{H_2O} C_{N_2}		0.0011 0.0250 0.0100 остальное

$$V_{N_2} = V C_{N_2} = 60000 \times 0.9639 = 57834,00 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество вещества в газе на входе

$$n_{NO} = \frac{V_{NO}}{V_M} = \frac{66}{22,4} = 2,95 \text{ кмоль/ч}$$

$$n_{O_2} = \frac{V_{O_2}}{V_M} = \frac{1500}{22,4} = 66,96 \text{ кмоль/ч}$$

$$n_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_M} = \frac{600}{22,4} = 26,79 \text{ кмоль/ч}$$

$$n_{N_2} = \frac{V_{N_2}}{V_M} = \frac{57834}{22,4} = 2581,88 \text{ кмоль/ч}$$

Примем объемную долю кислорода на выходе

$$C_{O_{2B}} = 0,024134$$

Объемный и молярный расходы кислорода на выходе из реактора

$$V_{O_{2B}} = V C_{O_{2B}} = 60000 \times 0,024134 = 1448,07 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$n_{O_{2B}} = \frac{V_{O_{2B}}}{V_M} = \frac{1446}{22,4} = 64,65 \text{ кмоль/ч}$$

Найдем количество аммиака, пошедшее на реакцию

$$C_{NH_3} = \frac{1,15 C_{NO}}{1} = \frac{1,15 \times 0.0011}{1} = 0.1265$$

$$V_{NH_3} = \frac{1,15 V_{NO}}{1} = \frac{1,15 \times 66}{1} = 75,90 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$n_{NH_3} = \frac{1,15 n_{NO}}{1} = \frac{1,15 \times 2.95}{1} = 3.39 \text{ кмоль/ч}$$

Объемный расход аммиака на выходе из реактора

$$V_{NH_{3B}} = \frac{V_{NH_3}}{1015} = \frac{75,90}{1015} = 7,48 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество веществ и объем образовавшихся по реакции

$$n_{R_{N_2}} = 5/4 n_{NH_3} = 5/4 \times 3.39 = 4.24 \text{ кмоль/ч}$$

$$V_{R_{N_2}} = n_{R_{N_2}} V_M = 4.24 \times 22,4 = 94,88 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$n_{R_{H_2O}} = 6/4 n_{NH_3} = 6/4 \times 3.39 = 5.08 \text{ кмоль/ч}$$

$$V_{R_{H_2O}} = n_{R_{H_2O}} V_M = 5.08 \times 22,4 = 113,85 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объемные расходы газов на выходе

$$V_{N_{2B}} = V_{N_2} + V_{R_{N_2}} = 57834,00 + 94,88 = 57928,88 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$V_{NOB} = V_{NO} \times 0,05 = 66,00 \times 0,05 = 3,30 \text{ м}^3/\text{ч}$$

		N				27

$$x_{mH_2O} = \frac{m_{H_2O}}{\Sigma m} = \frac{482}{75063} = 0.006423$$

$$x_{mNH_3} = \frac{m_{NH_3}}{\Sigma m} = \frac{58}{75063} = 0.000767$$

Мольный расход веществ на выходе из реактора

$$n_{N_2B} = \frac{V_{N_2B}}{V_M} = \frac{57928,88}{22,4} = 2586,11 \text{ кмоль/ч}$$

$$n_{NOB} = \frac{V_{NOB}}{V_M} = \frac{3,30}{22,4} = 0,15 \text{ кмоль/ч}$$

$$n_{O_2B} = \frac{V_{O_2B}}{V_M} = \frac{1448,07}{22,4} = 64,65 \text{ кмоль/ч}$$

$$n_{H_2OB} = \frac{V_{H_2OB}}{V_M} = \frac{713,85}{22,4} = 31,87 \text{ кмоль/ч}$$

$$n_{NH_3B} = \frac{V_{NH_3B}}{V_M} = \frac{7,47}{22,4} = 0,33 \text{ кмоль/ч}$$

Массовый расход веществ на выходе из реактора

$$m_{N_2B} = n_{N_2B} M_{N_2} = 2586,11 \times 28 = 72411,09 \text{ кг/ч}$$

$$m_{NOB} = n_{NOB} M_{NO} = 0,15 \times 30 = 4,42 \text{ кг/ч}$$

$$m_{O_2B} = n_{O_2B} M_{O_2} = 64,65 \times 32 = 2068,68 \text{ кг/ч}$$

$$m_{H_2OB} = n_{H_2OB} M_{H_2O} = 31,87 \times 18 = 573,63 \text{ кг/ч}$$

$$m_{NH_3B} = n_{NH_3B} M_{NH_3} = 0,33 \times 17 = 5,68 \text{ кг/ч}$$

Массовый расход газа на входе в реактор

$$\begin{aligned} \Sigma m_B &= m_{N_2B} + m_{NOB} + m_{O_2B} + m_{H_2OB} + m_{NH_3B} = \\ &= 72411,09 + 4,42 + 2068,68 + 573,63 + 5,68 = 75063,50 \text{ кг/ч} \end{aligned}$$

Массовая доля веществ на выходе из реактора

$$x_{mN_2B} = \frac{m_{N_2B}}{\Sigma m_B} = \frac{72411,09}{75060,53} = 0.964703$$

$$x_{mNOB} = \frac{m_{NOB}}{\Sigma m_B} = \frac{4,42}{75060,53} = 0.000059$$

$$x_{mO_2B} = \frac{m_{O_2B}}{\Sigma m_B} = \frac{2065,71}{75060,53} = 0.027521$$

$$x_{mH_2OB} = \frac{m_{H_2OB}}{\Sigma m_B} = \frac{573,63}{75060,53} = 0.007642$$

		N			29

где Q_1 - теплота газового потока на входе, кДж/ч;

Q_2 - теплота химических реакций, кДж/ч;

Q_3 - теплота газового потока на выходе, Дж/ч;

Q_4 – потери теплоты, Дж/ч;

Приход теплоты

$$Q_1 = \sum m_i C_{p_i} t$$

где m_i – массовый расход компонента, кг/ч;

C_{p_i} – теплоемкость компонента, Дж/(моль × К);

t – температура газа на входе, К.

Теплоемкость зависит от температуры и рассчитывается по формуле

$$C_p(T) = A + BT + CT^2 + \frac{D}{T^2}$$

где T – температура компонента, К;

A, B, C, D – коэффициенты, индивидуальные для каждого компонента.

Для используемых в данном расчете веществ значения коэффициентов компонентов приведены в таблице 2.3.

Таблица 2.3 – Значения коэффициентов для расчета теплоемкости

Компонент	Значение коэффициентов для определения теплоемкости			
	A	B	C	D
N_2	27.28	4.27×10^{-3}	0	0
NO	29.58	3.85×10^{-3}	0	-0.59×10^5
O_2	31.46	3.39×10^{-3}	0	-3.77×10^5
H_2O	30.00	10.71×10^{-3}	0	0.33×10^5
NH_3	29.80	25.48×10^{-3}	0	-1.67×10^5

Тогда теплоемкости веществ будут равны

$$C_{p_{N_2}} = 27.28 + 4.27 \times 10^{-3} \times 523 + 0 \times 523^2 + \frac{0}{523^2} = 29.513 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \times \text{К}}$$

$$C_{p_{NO}} = 29.58 + 3.85 \times 10^{-3} \times 523 + 0 \times 523^2 + \frac{-0.59 \times 10^5}{523^2} = 31.378 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \times \text{К}}$$

$$C_{p_{O_2}} = 31.46 + 3.39 \times 10^{-3} \times 523 + 0 \times 523^2 + \frac{-3.77 \times 10^5}{523^2} = 31.855 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \times \text{К}}$$

		N			31

2.2.4 Расчет поверхности теплообмена

В проектируемом аппарате потоки движутся противотоком. Согласно расчету теплового баланса, температура потока на выходе из аппарата

$$t_{\text{вых}} = 494 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Температура потока после каталитической корзины

$$t_2 = 782 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Массовый расход вещества одинаков для обоих потоков. Поскольку массовая доля газообразного азота в обоих потоках более 96%, то принимаем, что в теплообмене участвует только азот с расходом

$$G = 75063 \text{ кг/ч}$$

Схема к расчету поверхности теплообмена показана на рисунке 2.5.

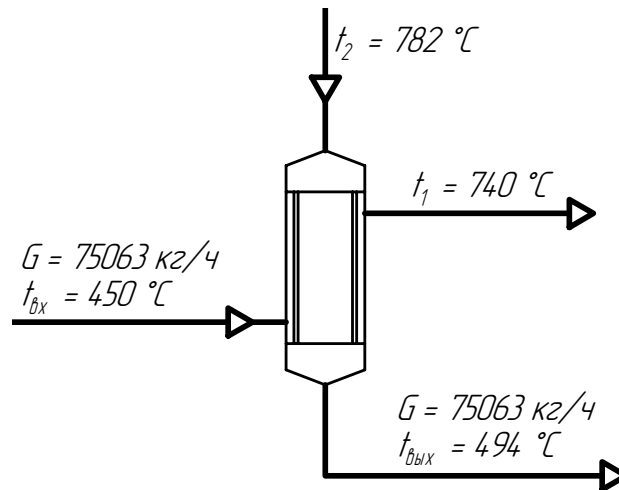


Рисунок 2.4 – Схема к расчету поверхности теплообмена

Поверхность теплообмена определяется по уравнению

$$F = \frac{Q}{K \Delta T}$$

где Q – тепловая нагрузка теплообменника, кДж/ч;

K – коэффициент теплопередачи, Вт/($\text{м}^2 \times \text{K}$);

ΔT – средняя разность температур в теплообменнике, К.

Определим тепловую нагрузку аппарата.

$$Q = G c (t_1 - t_{\text{вых}})$$

где c – удельная теплоемкость газообразного азота, $c = 1.05 \text{ кДж}/(\text{кг} \times \text{K})$ [3, табл. IV]

		N			
					33

Принимаем расстояние между центрами труб по длине окружности

$$s_L = 3d = 3 \times 25 = 75 \text{ мм}$$

Принимаем расстояние между кольцами труб

$$s_R = 3d = 3 \times 25 = 75 \text{ мм}$$

Тогда площадь, занимаемая блоком из 4-х труб составит

$$F_4 = s_L s_R = 0.075 \times 0.075 = 5.625 \times 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Соответственно, максимальное число труб, которое можно разместить на трубной доске диаметром $D_s = 2600$ мм составит

$$N_{\max} = \frac{\pi (D_s^2 - D_o^2)}{4F_1}$$

где D_o – диаметр первой окружности трубок, принимаем конструктивно $D_o = 750$ мм. Соответственно

$$N_{\max} = \frac{3.14 \times (2.60^2 - 0.75^2)}{4 \times 5.625 \times 10^{-3}} = 865$$

Принимаем действительное число труб на 10% меньше максимально возможного

$$n = 0.9 \times 865 = 780$$

Тогда расчетная длина труб

$$L_{\text{тр}} = \frac{F}{\pi (d + 2s) n} = \frac{210}{3.14 \times (0.025 + 2 \times 0.002) \times 780} = 3.4 \text{ м}$$

Принимаем длину труб с запасом

$$H_{\text{тр}} = 3,6 \text{ м}$$

2.2.5 Расчет основных размеров аппарата

Схема к расчету основных размеров приведена на рисунке 2.5.

Рассчитаем диаметр аппарата. Средний объемный расход смеси при рабочих условиях

$$V_{\text{см}} = V \frac{P_0 T_{\text{ср}}}{P_{\text{ср}} T_0} = 60000 \times \frac{0,1013 \times 853}{0,716 \times 273} = 26529 \text{ м}^3/\text{ч} = 7,369 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда внутренний диаметр аппарата

$$D_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{см}}}{\pi \omega}} = \sqrt{\frac{4 \times 7.369}{3.14 \times 1.03}} = 3,024 \text{ м}$$

где $\omega = 1.03$ м/с – принятая скорость движения газа.

		N				35

Требуемый объем катализатора

$$V_s = \frac{V_{\text{см}}}{W_s} = 26529 / 1500 = 13.56 \text{ м}^3$$

Площадь сечения слоя катализатора

$$S_s = \frac{\pi D_s^2}{4}$$

где D_s – диаметр кольца с катализатором, принимаем $D_s = 2600$ мм.

Тогда

$$S_s = \frac{3.14 \times 2.6^2}{4} = 5.31 \text{ м}^2$$

Тогда высота слоя катализатора

$$H_s = \frac{V_s}{S_s} = 13.56 / 5.31 = 2.5 \text{ м}$$

Принимаем высоту вспомогательных устройств

$$H_{\text{бу}} = 2 \text{ м}$$

Для определения высоты теплообменных трубок

Высота теплообменных труб (см. схему к расчету)

$$H_{\text{тр}} = 3,6 \text{ м}$$

Высота эллиптического днища

$$H_{\text{дн}} = D/4 = 3200 / 4 = 800 \text{ мм}$$

Высоту опоры принимаем

$$H_{\text{оп}} = 3,0 \text{ м}$$

Тогда ориентировочная высота аппарата

$$H = H_s + H_{\text{бу}} + H_{\text{тр}} + 2H_{\text{дн}} + H_{\text{оп}} = 2,5 + 2 + 3,6 + 2 \times 0,8 + 3,8 = 11,5 \text{ м}$$

Рассчитаем диаметры штуцеров ввода и вывода газа. Расчетный диаметр штуцера входа газа

$$D_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{вх}}}{\pi \omega}}$$

где $V_{\text{вх}}$ – объемный расход газов при рабочих условиях, $\text{м}^3/\text{с}$;

ω – линейная скорость, принимаем 25 м/с [4];

$$V_{\text{вх}} = V \frac{P_0 T_{\text{вх}}}{P_{\text{вх}} T_0} = 60000 \times \frac{0,1013 \times 723}{0,716 \times 273} = 16266 \text{ м}^3/\text{ч} = 4,518 \text{ м}^3/\text{с}$$

		N				37

2.2.6 Расчет и подбор вспомогательного оборудования

Расчет сосуда для окисления нитрозных газов. После контактного аппарата и котла-утилизатора, нитрозные газы поступают в окислитель, где идет дополнительное окисление и очистка от унесенных частиц катализатора. Основное назначение аппарата – отделение частиц катализатора от нитрозных газов.

Аппарат представляет собой цилиндрическую вертикальную емкость, в верхней части которой находится фильтрующий слой. Схема к расчету показана на рисунке 2.7.

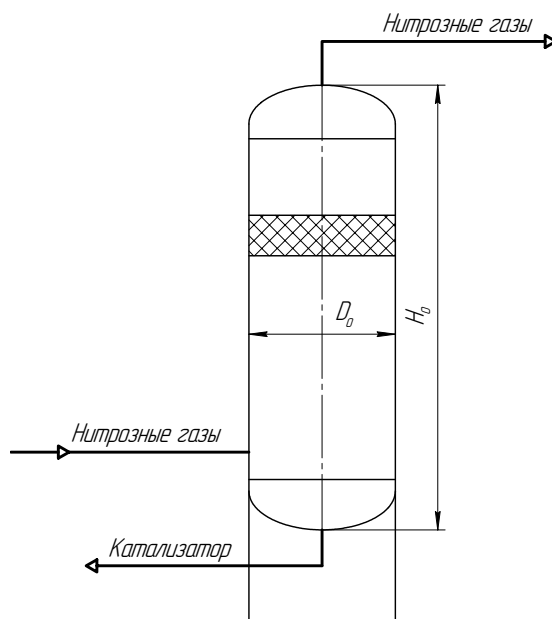


Рисунок 2.7 – Схема к расчету окислителя нитрозных газов

Принимаем скорость газа перед фильтрующим слоем

$$\omega = 3,5 \text{ м/с.}$$

Согласно выбранной технологической схеме, расход нитрозных газов при режимных параметрах в аппарате ($P = 0,716 \text{ МПа}$, $t = 400 \text{ }^\circ\text{C}$) [1]

$$V = 11 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда расчетный диаметр окислителя

$$D_{\text{ор}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}} = \sqrt{\frac{4 \times 11,0}{3,14 \times 3,5}} = 2,01 \text{ м}$$

Принимаем

$$D_0 = 2,0 \text{ м}$$

Принимаем отношение $H / D = 3$, тогда высота аппарата

$$H_0 = 2 \times 3 = 6 \text{ м.}$$

		N				39

$$V_1 = V_{\text{емк}} / 3 = 107 / 3 = 35.6 \text{ м}^3$$

Принимаем отношение диаметра емкости к ее длине $\alpha = 5$. Соответственно диаметр емкости

$$D_{\text{емк}} = \sqrt[3]{\frac{4 V_{\text{емк}}}{\pi \alpha}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 35,6}{3.14 \times 5}} = 2.09 \text{ м}$$

Принимаем стандартный диаметр

$$D_{\text{емк}} = 2,0 \text{ м}$$

Тогда длина емкости

$$L_{\text{емк}} = \alpha D_{\text{емк}} = 5 \times 2,0 = 10,0 \text{ м}$$

		N				41

Принимаем для аппарата цилиндрическую обечайку с приварным нижним днищем и съёмным верхним, соединяемым с аппаратом через фланцевое соединение.

К верхнему днищу аппарата приваривается штуцер ввода газа на очистку, к нижнему днищу приваривается специальная обечайка для ввода байпасного потока и вывода очищенного газа (см. рисунок 3.1).

Принимаем две катализаторные корзины, размещенные в съёмном стакане. К нижней части стакана через сварное соединение крепится трубная решетка. Этот блок является съёмным.

Аппарат устанавливаем на цилиндрическую опору.

Проектируемый аппарат содержит четыре основных фланцевых соединения: фланец штуцера ввода газа на очистку; фланец штуцера вывода очищенного газа; фланец соединения трубчатки и катализаторной корзины; фланец соединения трубчатки и трубы байпасного потока газа.

Среда для всех фланцевых соединений является токсичной, давление P_y 1,0 МПа. Тогда критерием выбора типа уплотнения будет температура [5].

Для всех фланцев, кроме штуцера ввода газа, принимаем уплотнение типа XII с конической и сферической уплотняемыми поверхностями (см. рис. 3.2), работающее при температурах, ограниченных стойкостью материала [6, табл. 20.1]

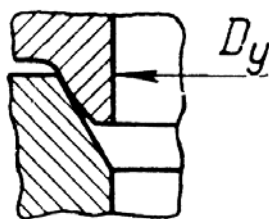


Рисунок 3.2 – Уплотнение типа XII

Для фланца штуцера ввода газа принимаем более простое уплотнение типа III (шип-паз), работающее при температурах до 540 °С, с плоской комбинированной прокладкой (асбестовый картон в оболочке из стали)

3.2 Выбор материала для изготовления аппарата

Аппарат состоит из двух трех крупных блоков – обечайки, трубчатки и корзины с катализатором. Давление в аппарате равно 0,716 МПа

		N				43

Допускаемое напряжение при гидроиспытаниях

$$[\sigma]_{и} = \sigma_{Т20} / 1,1 = 250 / 1,1 = 227 \text{ МПа}$$

Определим допускаемые напряжения для стали X23H18. Для выбранного материала при 800 °С [6, стр. 97]

$$\sigma_B = 190 \text{ МПа}, \sigma_{B20} = 560 \text{ МПа},$$

$$\sigma_T = 165 \text{ МПа}, \sigma_{T20} = 240 \text{ МПа}$$

Определим номинальное допускаемое напряжение. Согласно [6, табл. 14.5] расчет для легированной стали при рабочей температуре более 525 °С необходимо вести по формулам

$$\sigma^* = \min \left\{ \frac{\sigma_B}{n_B n_t}; \frac{\sigma_T}{n_T n_n} \right\}$$

где n_t – поправочный коэффициент, учитывающий изменение свойств материала при высокой температуре, для стального проката из легированной стали $n_t = 1,1$ [6, табл. 14.6];

n_n – поправочный коэффициент, учитывающий изменение свойств материала при высокой температуре, для листового проката при давлении в аппарате более 0,5 МПа $n_n = 1,0$ [6, табл. 14.6].

Соответственно нормативное допускаемое напряжение при расчетной температуре и при 20 °С:

$$\sigma^* = \min \left\{ \frac{190}{2,6 \times 1,1}; \frac{165}{1,5 \times 1,0} \right\} = \min \{66; 110\} = 66 \text{ МПа}$$

$$\sigma_{20}^* = \min \left\{ \frac{560}{2,6}; \frac{240}{1,5} \right\} = \min \{215; 160\} = 160 \text{ МПа}$$

Допускаемое напряжение при статических однократных нагрузках для рабочего состояния выбранного материала составляют

$$[\sigma] = 1,0 \times 66 = 66 \text{ МПа}, [\sigma]_{20} = 1,0 \times 160 = 160 \text{ МПа}.$$

Допускаемое напряжение при гидроиспытаниях

$$[\sigma]_{и} = \sigma_{Т20} / 1,1 = 240 / 1,1 = 218 \text{ МПа}$$

3.3 Расчет толщин стенок цилиндрических обечаек

Задачей расчета является определение толщины стенки корпуса. Схема к расчету приведена на рисунке 3.3. В качестве исходных данных к расчету высту-

		N				45

где s_p – расчетная толщина стенки

$$s_p = \max \left(\frac{p_p D}{2\varphi[\sigma] - p_p}, \frac{p_n D}{2\varphi[\sigma]_n - p_n} \right)$$

где p_p и p_n – расчетное давление в аппарате и давление при гидроиспытаниях соответственно, МПа;

D – внутренний диаметр обечайки;

φ – коэффициент прочности сварных швов стальных аппаратов, для автоматической сварки под слоем флюса $\varphi = 1,0$ [7, т. 1.7];

s_p – расчетная толщина стенки цилиндрической обечайки, мм;

c – прибавка к расчетной толщине, мм.

Расчетное давление в аппарате

$$p_p = p_T + p_r$$

где p_T – технологическое давление в аппарате, определяемое в технологическом расчете, $p_T = 0,716$ МПа;

p_r – гидростатическое давление столба жидкости в аппарате, $p_r = 0$ МПа

$$p_p = 0,716 + 0,0 = 0,716 \text{ МПа.}$$

Давление при испытаниях

$$p_n = \max \left(\frac{1,25 p_T [\sigma]_{20} / [\sigma]}{p_T + 0,3} \right) = \max \left(\frac{1,25 \times 0,716 \times 167 / 120}{0,716 + 0,300} \right) = \max \left(\frac{1,246}{1,016} \right) = 1,246 \text{ МПа}$$

Поскольку испытания проводятся в лежачем положении, то гидростатическим давлением столба жидкости можно пренебречь. Соответствующая расчетная толщина стенки

$$s_p = \max \left(\frac{\frac{0,716 \times 3000}{2 \times 1,0 \times 120 - 0,716}}{1,246 \times 3000} \right) = \max \left(\frac{8,97}{11,23} \right) = 11,23 \text{ мм}$$

Прибавка к расчетной толщине обечайки определяется по формуле

$$c = P\tau + c_3$$

где P – скорость коррозии, $P = 0,05$ мм/год [6];

τ – срок службы аппарата, принимаем $\tau = 15$ лет;

c_3 – прибавка для компенсации эрозии, для среды в аппарате $c_3 = 0$ мм.

Соответственно

		N				47

Допускаемое давление в рабочем состоянии и при испытаниях

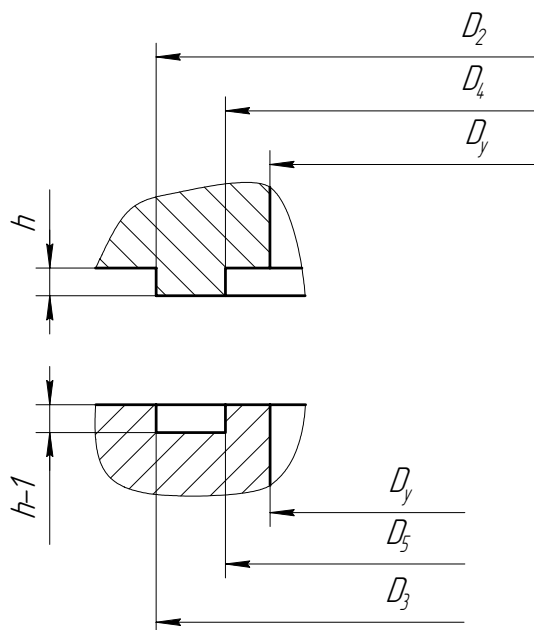
$$[p] = \frac{2\varphi[\sigma](s_3 - c)}{D + 0,5(s_3 - c)} = \frac{2 \times 1,0 \times 120 \times (15 - 0,75)}{3000 + 0,5 \times (15 - 0,75)} = 1,09 \text{ МПа}$$

$$[p]_{\text{и}} = \frac{2\varphi[\sigma]_{\text{и}}(s_3 - c)}{D + 0,5(s_3 - c)} = \frac{2 \times 1,0 \times 167 \times (15 - 0,75)}{3000 + 0,5 \times (15 - 0,75)} = 1,43 \text{ МПа}$$

3.5 Расчет штуцеров

3.5.1 Штуцер ввода газа

Определение геометрических размеров фланца. В зависимости от выбранного типа обтюрации определяются геометрические размеры поверхностей под уплотнения по справочным таблицам. Для уплотнения типа шип-паз ($D_y = D_{\text{вх}} = 500$, $P_y = 1,0$ МПа, $t = 450$ °С) размеры канавки и паза приведены в таблице [6, табл. 20.5]. Схема, поясняющая числовые значения, изображена на рисунке 3.4



$$h = 8 \text{ мм}$$

$$D_4 = D_5 = 535 \text{ мм}$$

$$D_2 = D_4 + 2b = 535 + 14 \times 2 = 563 \text{ мм}$$

$$D_3 = D_2 + 2 = 563 + 2 = 565 \text{ мм}$$

Рисунок 3.4 – Размеры уплотнения типа «шип-паз»

Расчет силы осевого сжатия. Ширина прокладки

$$b = 14 \text{ мм}$$

		N			
					49

Количество шпилек для выбранного фланца [6, табл. 21.9]

$$z = 20$$

Площадь поперечного сечения шпилек

$$F_6 = \frac{\pi d_6^2}{4} = \frac{3,14 \times 24^2}{4} = 452 \text{ мм}^2$$

Принимаем материал шпилек - сталь 15ХМ с характеристиками при $t = 450$ °С [6]

$$[\sigma]_{620} = 450 \text{ МПа}$$

$$[\sigma]_{6T} = 370 \text{ МПа}$$

Напряжение в шпильках при затяжке и в рабочих условиях соответственно

$$\sigma_{61} = \frac{P_{61}}{z F_6} = \frac{1,45}{20 \times 452 \times 10^{-6}} = 161 \text{ МПа}$$

$$\sigma_{62} = \frac{P_{62}}{z F_6} = \frac{1,38}{20 \times 452 \times 10^{-6}} = 152 \text{ МПа}$$

Результаты расчетов позволяют сделать вывод, что принятое фланцевое соединение обеспечит герметичность стыка.

3.5.2 Фланец вывода очищенного газа

Определение геометрических размеров фланца. В зависимости от выбранного типа обтюрации определяются геометрические размеры поверхностей под уплотнения по справочным таблицам. Для уплотнения с конической и сферической поверхностями размеры определяются по формулам [6]. Схема к расчету изображена на рисунке 3.5. Фланец работает при давлении $P = 0.716$ МПа и температуре $t = 500$ °С.

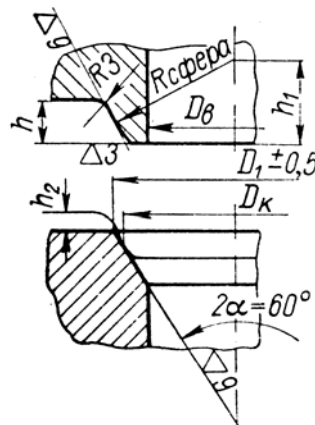


Рисунок 3.5 – Схема к определению размеров уплотнения

Общий критерий укрепления состоит в компенсации вырезанной площади поперечного сечения:

$$(A_{1н} + A_{1в})\chi_1 + A_2\chi_2 + A_0 \geq A$$

где $A_{1н}$ и $A_{1в}$ – площади продольного сечения соответственно наружной и внутренней частей штуцера, участвующего в укреплении;

A_2 – площадь продольного сечения усиливающего обечайку элемента;

A_0 – площадь продольного сечения оболочки, участвующая в укреплении;

A – площадь продольного сечения выреза, подлежащая компенсации;

χ_1 и χ_2 – коэффициенты, учитывающие соотношение материалов конструктивных элементов.

Поскольку укрепляющий элемент отсутствует, то

$$A_2 = 0$$

$$\chi_2 = 0$$

Значения χ_1

$$\chi_1 = \frac{[\sigma]_{шт}}{[\sigma]}$$

где $[\sigma]_{шт}$ – допускаемое напряжение материала штуцера, т.к. штуцер изготовлен из того же материала, что и верхнее днище, то $\chi_1 = 1$.

Расчетный диаметр укрепляемого элемента (корпуса)

$$D_p = D = 3000 \text{ мм.}$$

Расчетный диаметр штуцера

$$d_p = d + 2c_{шт} = 250 + 2 \cdot 0,75 = 501,5 \text{ мм}$$

Наружная и внутренние длины штуцера, участвующие в укреплении

$$l_{1p} = \min \left(\frac{l_1}{\sqrt{(d + (s_{шт} - s_{шп})) (s_{шт} - s_{шп})}} \right) =$$

$$= \min \left(\frac{800}{\sqrt{(500 + (5 - 1,87))(5 - 1,87)}} \right) = \min \left(\frac{800}{39} \right) = 39 \text{ мм}$$

$$l_{2p} = \min \left(\frac{l_2}{\sqrt{(d + s_{шп})(s_{шт} - s_{шп})}} \right) =$$

$$= \min \left(\frac{50}{\sqrt{(500 + 1,87)(5 - 1,87)}} \right) = \min \left(\frac{50}{40} \right) = 40 \text{ мм}$$

Диаметр отверстия, не требующего укрепления

		N				53

4.1 Определение массы оборудования

Проектируемый аппарат монтируется полностью в собранном виде. В дальнейшем при работе аппарата сохраняется возможность демонтажа внутренней обечайки и замены катализатора и ремонта трубной решетки.

Схема к определению массы аппарата приведена на рисунке 4.1.

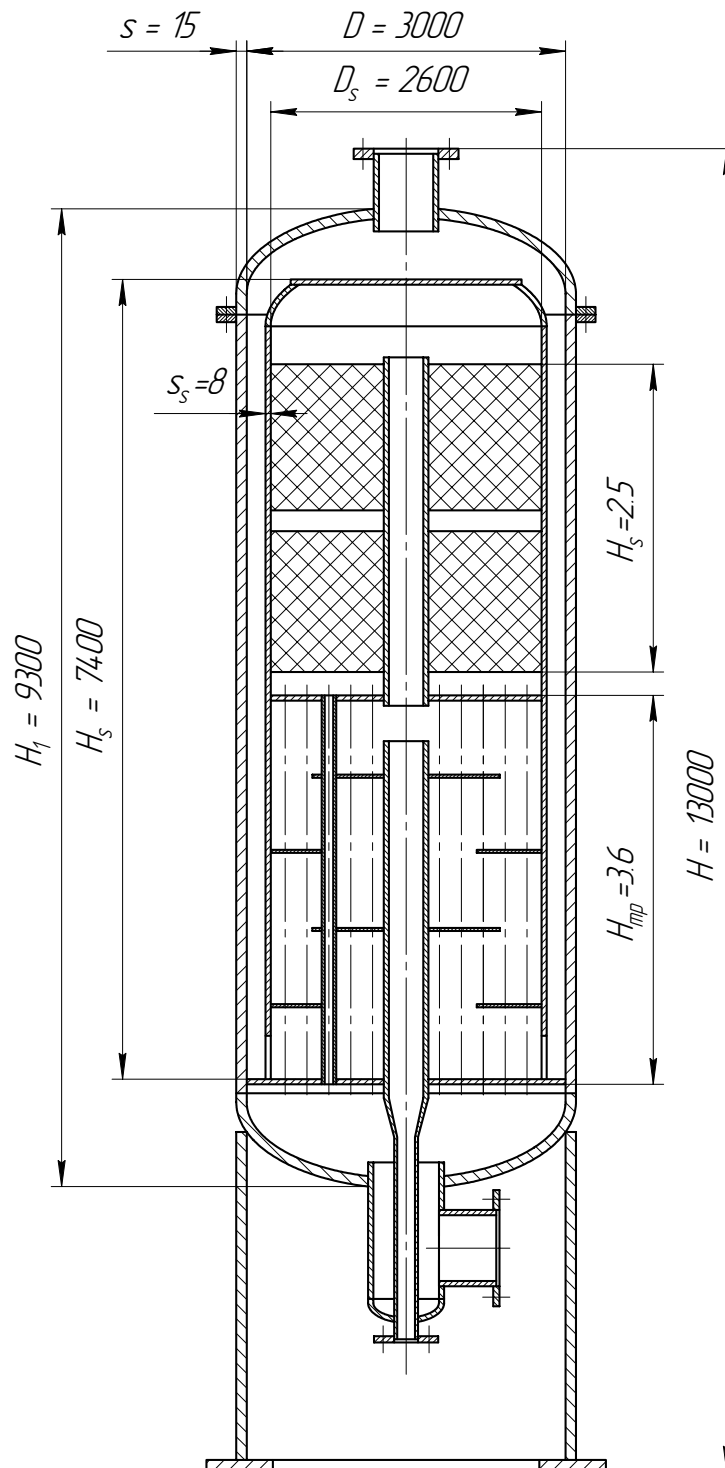


Рисунок 4.1 – Схема к определению массы аппарата

	N			

зоподъёмности, которые буксируются тракторами или специальными колёсными тягачами. Выберем прицеп-тяжеловоз и тип тягача с учётом массы и габаритов транспортируемого оборудования.

Предварительно принимаем для транспортирования пневмоколёсный прицеп-тяжеловоз ЧМЗАП-5212, при транспортировании по сухой грунтовой дороге с максимальным подъёмом 3% и скоростью $v=2,6$ км/ч; для буксировки прицепа с аппаратом – трактор марки Т-140 мощностью двигателя $N = 103$ кВт и скоростью $v=2\dots 20,5$ км/ч.

Суммарное сопротивление движению всего транспорта определяется по формуле:

$$F = 10 \cdot G_T \cdot f_T + 10 \cdot (G_{\text{п}} + G_0) \cdot f_{\text{п}} \mp 10 \cdot (G_T + G_{\text{п}} + G_0) \cdot f_y$$

где $G_T = 25$ т – масса тягача;

$f_T = 0,075$ – удельное сопротивление движению тягача;

$G_{\text{п}} = 14$ т – масса выбранного для транспортирования оборудования прицепа;

$G_0 = 20$ т – масса транспортируемого блока оборудования;

$f_{\text{п}} = 0,05$ – удельное сопротивление движению прицепа;

$f_y = 0,03$ – сопротивление движению от уклона дороги, равное показателю уклона, соответствующему 0,01 на каждый процент уклона (с плюсом при подъёме дороги, с минусом – при спуске).

$$F = 10 \cdot 25 \cdot 0,075 + 10 \cdot (14 + 20) \cdot 0,05 + 10 \cdot (25 + 14 + 20) \cdot 0,03 = 68 \text{ кН}$$

Необходимое тяговое усилие для страгивания автопоезда с места с учётом увеличения тяговой нагрузки примерно на 50 % определяется по формуле:

$$F_T = 1,5F.$$

$$F_T = 1,5 \times 68 = 102 \text{ кН}.$$

По F_T подбираем тягач – трактор марки Т-100 с тяговым усилием 120 кН. Определяем силу тяги подобранного тягача по мощности двигателя на гусеницах трактора:

$$F_d = \frac{3,67 \cdot N \cdot \eta}{v}$$

		N				57

тельного мусора. Раковины, пористость, наслоения и другие дефекты недопустимы. Проемы и отверстия должны иметь соответствующее ограждение, каналы и люки должны быть закрыты, выступающие из бетона арматура и проволока, а также металлические кондукторы – обрезаны. На фундаментные болты должны быть установлены гайки и шайбы, а их нарезанные части защищены от коррозии и предохранены от повреждений.

Готовые фундаменты принимают при условии соответствия фактических размеров проектным величинам, правильного расположения их поверхностей, закладных деталей, анкерной арматуры, фундаментных болтов и колодцев под них.

4.4 Выбор способа монтажа

Выбираем монтаж одним краном с отрывом от земли. Схема монтажа показана на рисунке 4.1.

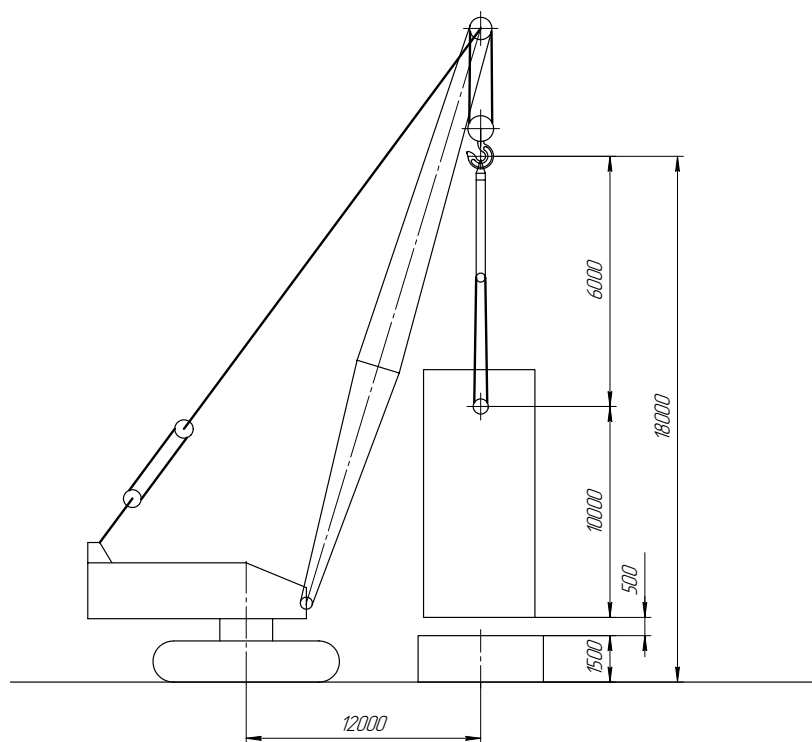


Рисунок 4.2 – Схема монтажа реактора селективной очистки

При подъеме оборудование выкладывается в исходное положение и строится за вершину. Кран устанавливается непосредственно у фундамента так, чтобы в процессе подъема и установки оборудования на фундамент вылет крюка был минимальным.

мости строповки его за несколько точек. Выбираем траверсу, работающую на изгиб, расчётная схема которой приведена на рисунке 4.3.

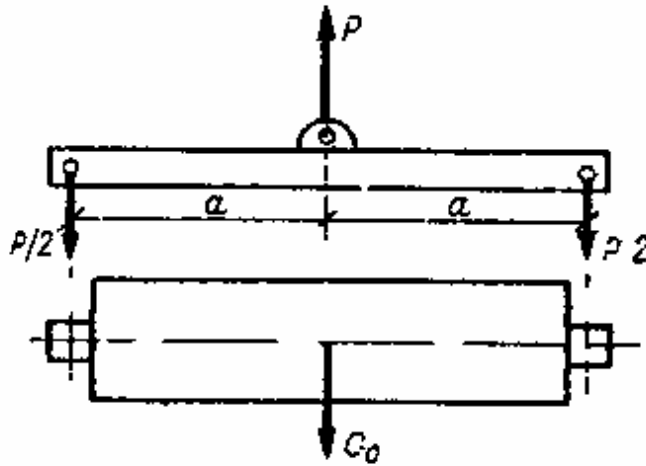


Рисунок 4.3 – Расчётная схема траверсы, работающей на изгиб

Масса траверсы незначительна по сравнению с массой поднимаемого груза, поэтому в расчётах её можно не учитывать.

Определяем нагрузку, действующую на траверсу по формуле:

$$P = 10 \cdot G_0 \cdot k_n \cdot k_d$$

$$P = 10 \cdot 20 \cdot 1,1 \cdot 1,1 = 242 \text{ кН.}$$

Определяем изгибающий момент в траверсе по формуле:

$$M = \frac{P \cdot a}{2}$$

где $a = \frac{B}{2} + 0,12 = \frac{3}{2} + 0,12 = 1,62 \text{ м}$ – длина плеча траверсы.

$$M = \frac{242 \cdot 1,62}{2} = 196 \text{ кН}\cdot\text{м}$$

Вычисляем требуемый момент сопротивления по формуле:

$$W = \frac{196 \cdot 10^3}{0,85 \cdot 210 \cdot 10^6} = 1,10 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3.$$

По моменту сопротивления $W = 1,10 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ выбираем с запасом сечение патрубка для траверсы размером $\frac{450}{12}$ мм с моментом сопротивления $W_T = 1458$

$$\text{см}^3 > W_{\text{мин}} = 1100 \text{ см}^3.$$

		N				61

$\alpha = 15^{\circ}$ – угол между ветвью стропа и направлением усилия Р (рекомендуется $\leq 30^{\circ}$).

$$S = \frac{121}{2 \cdot 7 \cdot 0,97} = 11 \text{ кН.}$$

Разрывное усилие в одном канатном витке определяется с учётом коэффициента запаса по формуле:

$$R_H = S \cdot k_3$$

где $k_3 = 5$ – коэффициент запаса прочности. [8, Приложение XI]

$$R_H = 11 \cdot 5 = 55 \text{ кН.}$$

Выбираем для канатного витого стропа стальной канат типа ЛК-РО. Расчётный диаметр поперечного сечения ветви стропа определяется по формуле:

$$d_c = 3 \cdot d$$

где $d = 0,0115$ м – выбранный диаметр каната для витков стропа.

$$d_c = 3 \cdot 0,0115 = 0,0345 \text{ м.}$$

Минимальный диаметр захватного устройства определяется по формуле:

$$D_c = k_c \cdot d_c$$

где $k_c = 4$ – коэффициент соотношения диаметров захватного устройства цилиндрической формы и поперечного сечения ветви стропа ($k_c \geq 4$).

$$D_c = 0,0345 \cdot 4 = 0,138 \text{ м.}$$

4.6 Выверка и испытание оборудования

Процесс установки оборудования в положение, предусмотренной проектом, с помощью специальных выверочных опорных элементов, центровочных приспособлений и грузоподъёмных средств, включая операции измерения и контроля в плане, по высоте и по горизонтали (вертикали), а также относительно ранее установленного оборудования с контролем отклонения от соосности, перпендикулярности и параллельности.

Положение оборудования при выверке контролируют оптико-геодезическими способами, а также с помощью специальных инструментов, приборов, шаблонов, центровочных и других приспособлений, обеспечивающих из-

		N				63

Перед окончательной затяжкой фундаментных болтов регулировочные винты должны быть вывернуты на два-три оборота. При повторном использовании винты вывёртывают полностью. Оставшиеся отверстия во избежание попадания масла и других веществ, разъедающих бетон, заглушают резьбовыми пробками или цементным раствором, поверхность которого покрывают маслостойкой краской. Гидравлическому испытанию подлежат все сосуды после их изготовления и монтажа.

При заполнении сосуда водой воздух должен быть удалён полностью. Для гидравлических испытаний применяется вода не ниже с температурой 5⁰С и не выше 40⁰С. Давление следует повышать плавно. Давление контролируется манометрами.

Сосуд считается выдержавшим гидравлическое испытание, если не обнаружено течи, трещин, потения в сварных швах и на оси металла, течи в разъёмных соединениях, видимых остаточных деформаций, а также падения давления по манометру.

4.7 Технические условия на эксплуатацию и ремонт оборудования

4.7.1 Организация производственной эксплуатации оборудования

Техническая эксплуатация оборудования – это совокупность всех фаз существования и использования оборудования с момента взятия его на балансовый учет до списания, включая периоды хранения, транспортирования потребителям, использования по назначению и проведения всех видов технического обслуживания и ремонта. Производственная эксплуатация – это одна из фаз технической эксплуатации, заключающаяся в использовании оборудования по назначению [9].

К эксплуатации технологического оборудования (реактора селективной очистки) допускаются лица, прошедшие обучение по устройству, эксплуатации и техническому обслуживанию оборудования со сдачей экзаменов цеховой комиссии и признанные медицинской комиссией годными для выполнения данной работы. Участие в приеме экзаменов механика цеха и представителя отдела главного механика предприятия обязательно.

		N				65

монт могут быть: заместитель начальника цеха, начальник отделения (установки) или начальник смены.

На основании письменного распоряжения начальника цеха ответственное лицо за вывод оборудования в ремонт подготавливает оборудование к ремонту в установленном порядке. Вывод оборудования в ремонт и все ремонтные работы должны проводиться в полном соответствии с требованиями, изложенными в инструкциях и правилах, а также в других руководящих документах, относящихся к ремонту сложного оборудования и действующих на предприятии, в частности: а) по технике безопасности, промышленной санитарии и пожарной безопасности цеха, в котором проводятся работы; б) по организации и ведению работ в газоопасных местах и порядку оформления разрешений на право выполнения этих работ на предприятии; в) о порядке проведения огневых работ; г) о порядке работы сторонних цехов и служб предприятия в технологических цехах [9].

Оборудование останавливают на ремонт в соответствии с действующей инструкцией по эксплуатации (пуску, обслуживанию и остановке) этого оборудования.

При подготовке оборудования к ремонту необходимо выполнить следующие работы: а) отключить электроэнергию, снять напряжение на сборках и щитах, отсоединить ремонтируемый объект от всех подходящих к объекту и отходящих от него коммуникаций с помощью заглушек; б) освободить оборудование и коммуникации от остатков технологических материалов, грязи и шлама с соответствующей уборкой от них помещения, освободить оборудование от вредных, ядовитых и горючих газов и продуктов (промыть, пропарить, продуть и проветрить); в) очистить прямки, каналы, лотки, промыть канализационные трубопроводы, очистить оборудование от осадка, накипи и твердых отложений; г) проверить содержание инертных, горючих, ядовитых газов и кислорода в ремонтируемом оборудовании, коммуникациях, колодцах и прямках путем проведения соответствующих анализов; д) подготовить места для установки заглушек и установить их.

Подготовка оборудования к ремонту производится эксплуатационным и дежурным ремонтным персоналом технологического цеха. Ответственность за

		N				67

5 АВТОМАТИЗАЦИЯ ОБОРУДОВАНИЯ

Автоматизация – применение методов и средств автоматизации для управления производственными процессами [10].

Управление технологическими процессами с использованием автоматических устройств включает в себя решение следующих основных задач: контроль параметров процессов, регулирование параметров, сигнализацию об отклонениях значений за допускаемые пределы, защиту оборудования в аварийных ситуациях. Автоматическое регулирование позволяет получить высокую производительность при наименьших производственных затратах и высоком качестве продуктов.

В химической промышленности комплексной механизации и автоматизации уделяется большое внимание. Это объясняется высокой скоростью протекания технологических процессов, их сложностью, а также чувствительностью их к нарушению режима, вредностью условий работы.

5.1 Выбор и обоснование параметров контроля и управления

В качестве объекта управления при автоматизации процесса селективной очистки примем реактор селективной очистки.

Показателем эффективности данного процесса является концентрация оксидов азота на выходе из реактора. Увеличение концентрации вызывает нарушение экологических норм по газовым выбросам производства.

Значение этого параметров должно поддерживаться минимальным, что является целью управления. Задача управления процессом очистки заключается в поддержании постоянной температуры потока на входе в катализаторный слой. В случае увеличения значения концентрации сверх допустимого предела осуществляется сигнализация.

Реактор содержит внутренний теплообменник, служащий для рекуперации тепла: теплота реакции отдается газу, поступающему на очистку. Для контроля температурного режима предусмотрен байпас газа мимо теплообменника.

Также важными параметрами контроля являются давление газа на входе в реактор и температура выходящего газа. Основными возмущающими воздейст-

		N				69

Датчиком для измерения газа, направляемого в теплообменник, выбрана камерная диафрагма ДК10-150, создающая перепад давления на трубопроводе. Диафрагма работает в комплекте с дифманометром ДМ-П1, который преобразует перепад давления в стандартный унифицированный пневматический сигнал с давлением сжатого воздуха 0,02-0,1 МПа, который передается на показывающий и регистрирующий пневматический прибор ПВ10.1Э, регулирующей орган – обратный клапан.

Контроль температуры газа после очистки ведется с помощью хромель-копелевой термопары ТХК, установленной в аппарате. Индикация и регистрация осуществляется с помощью милливольтметра М64. С помощью преобразующего прибора ЭПП – 63 осуществляется подача сигнала на регулирование расхода потока во внутренний теплообменник.

Контроль концентрации паров дистиллята осуществляется с помощью газоанализатора типа ТП5501 со встроенным преобразователем, поставка его осуществляется в комплекте с вторичным прибором ЭМВ2 – 211А.

Использованные приборы являются унифицированными, что позволяет легко заменить их в случае необходимости. Все использованные приборы занесены в спецификацию (таблица. 5.1).

		N				71

Продолжение таблицы 5.1

2-1	Температура исходного газа		На трубопроводе	Термопара хромель копельевая с пределом измерения 600 °С, сталь 12Х18Н10Т	ТХК	Приборостроительный завод г. Луцк
2-2			В аппарате	см. пункт 2-1		
2-3				см. пункт 2-1		
2-4			Щит оператора	Многоточечный потенциометр, количество точек измерения до 6	КСП4	«Электроавтоматика» г. Йошкар - Ола
3-1	Концентрация оксида азота на выходе		На трубопроводе	Газоанализатор в комплекте поставки: датчик, электронный прибор	ТП 5501	Завод газоанализаторов г. Выру
3-2			по месту	Вторичный показывающий самопишущий прибор (поставляется в комплекте с газоанализатором)	ЭМВ2 – 211А	Завод газоанализаторов г. Выру
4-1	Давление исходного газа			Манометр сильфонный с унифицированным пневматическим сигналом 0,02 – 0,1 МПа, класс точности 1	МС – П2	«Манометр» г. Москва
4-2				см. пункт 1-3		

6 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОЕКТА

Цель дипломного проекта – разработка реактора селективной очистки хвостовых газов колонны абсорбции нитрозных газов производства азотной кислоты. Проектируемый аппарат позволит снизить количество оксидов азота в отходящих газах, выбрасываемых в атмосферу до безопасной концентрации.

Для достижения этой цели в дипломном проекте предусмотрены следующие мероприятия:

1) проанализированы существующие схемы производства азотной кислоты и выбрана установка, обеспечивающая наиболее полное превращение оксидов азота в кислоту (см. раздел 1);

2) выполнены расчеты, определяющие оптимальные параметры для процесса селективной очистки в аппарате (см. раздел 2);

3) для предотвращения разрушения аппарата в рабочих условиях выполнены соответствующие расчеты на прочность (см. раздел 3);

4) для обеспечения безопасного монтажа выполнены расчеты и в соответствии с ними выбрана такелажная оснастка (см. раздел 4);

5) разработана система контроля и автоматизации оборудования, что обеспечивает безопасность обслуживающего персонала и достижение заданной степени очистки при изменяющихся условиях работы аппарата (см. раздел 5);

6) выполнены экономические расчеты, показывающие эффективность принятых решений (см. раздел 7).

Результаты дипломного проекта будут реализованы в природно-климатических условиях города Невинномыска, где климатические факторы, влияющие на рассеивание загрязняющих веществ в атмосфере, приняты согласно данным Ставропольского краевого центра по гидрометеорологии: средняя максимальная температура наиболее жаркого месяца $T_{л} = 29,1^{\circ} \text{C}$; средняя максимальная температура наиболее холодного $T_{з} = -0,4^{\circ} \text{C}$.

6.2 Мероприятия по предотвращению воздействия опасных и вредных факторов

С целью обеспечения безопасных условий работы обслуживающего персонала и предохранения оборудования от разрушения, а также для уменьшения последствий аварий, предусмотрен ряд мероприятий по технике безопасности:

1. Предусмотрен максимальный вынос оборудования на открытую площадку, что улучшает безопасность его эксплуатации. В зданиях расположено компрессорное и насосное оборудование, узлы приготовления и регенерации катализатора и приготовления промотора.
2. Управление технологическими процессами отделения производства азотной кислоты осуществляется автоматически или дистанционно из ЦУП, что уменьшает необходимость пребывания обслуживающего персонала у аппаратов.
3. Для предотвращения загрязнения горючими, взрывоопасными и токсичными газами территории промышленной площадки предусмотрено сжигание некондиционных газов, образующихся при пуске и остановке. В коллекторы сброса газов на факелы также подключены сбросы токсичных и взрывоопасных газов от предохранительных клапанов.
4. Для предотвращения отравления токсичными газами и парами при остановках на ремонт должно производиться дренирование аппаратов и коммуникаций с последующей промывкой водой (конденсатом). Для дренирования рабочих смесей и промывных вод установлен ряд дренажных сборников, снабженных насосами.
5. Для обезвреживания кислых стоков производства и разбавления стоков, содержащих значительное количество примесей, не позволяющих подавать их непосредственно на очистительные сооружения предприятия, в составе производства предусмотрены нейтрализатор и усреднитель стоков.
6. При остановке на ремонт, а также после ремонта перед включением в работу должна производиться продувка оборудования азотом, воздухом, паром. Для этих целей предусмотрены расходы воздуха, азота и пара.

Зона защиты одиночного стержневого молниеотвода высотой h до 150 м представляет собой конус. Вершина конуса находится на высоте зоне защиты над землёй $h_o < h$. На уровне земли зона защиты образует круг радиусом r_o . Горизонтальное сечение защиты на высоте защищенного сооружения h_x представляет собой круг радиусом r_x . Высоту одиночного стержневого молниеотвода определяют по формуле

$$h = \frac{r_x + 1,63h_x}{1,5}$$

где $r_x = 2,2$ м – наружный диаметр аппарата; $h_x = 23$ м – общая высота аппарата.

$$h = \frac{2,2 + 1,63 \times 23}{1,5} = 27,2 \text{ м}$$

Высота зоны защиты над землёй составит

$$h_o = 0,85h = 0,85 \times 27,2 = 20,2 \text{ м}$$

Радиус защиты на уровне земли определяется по формуле

$$r_o = 1,5h = 1,5 \times 27,2 = 40,8 \text{ м}$$

Площадь зоны защиты молниеотвода от молнии определяется по формуле

$$S_M = \pi r_o^2 = 3,14 \times 40,8^2 = 7500 \text{ м}^2$$

Площадь, занимаемая колонной составит

$$S_K = \pi r_x^2 = 3,14 \times 1,1^2 = 18,1 \text{ м}^2$$

Таким образом $S_M > S_K$, поэтому одним молниеотводом от молнии можно защитить не только колонну, но и близлежащие аппараты, в т.ч. реактор селективной очистки.

Для обеспечения отвода электрического заряда в землю необходимо устанавливать заземлители. Линия заземления представляет собой вертикально забитые в грунт стальные трубы, диаметром 60 мм, которые соединяются с горизонтальной линией из стальной полосы, толщиной сечения 50 мм². Для расчёта заземляющего устройства выбираем схему заземления в ряд.

Сопrotивление заземления определяется по формуле

$$R_{CTO} = \frac{0,16 \cdot \rho}{L} \cdot \ln \frac{2 \cdot L}{0,95 \cdot b} + 0,5 \cdot \ln \frac{4 \cdot b + L}{4 \cdot h - L}$$

Подготовка персонала в действиях чрезвычайной ситуации в мирное время производят через систему гражданской обороны.

Основные задачи гражданской обороны:

1. Защита населения от оружия массового поражения и других средств нападения. Осуществляется проведением комплекса защитных мероприятий. "г
2. Повышение устойчивости работы объектов и отраслей народного хозяйства в условиях военного времени. Достигается заранее проведёнными мероприятиями (организационные, инженерно-технические и др.).
3. Проведение спасательных и неотложных аварийно-восстановительных работ в очагах поражения и зонах затопления.

Наиболее полное и организационное выполнение мероприятий ГО на предприятии достигается заблаговременной разработкой плана мероприятий. Он представляет собой заранее разработанный перечень мероприятий. В нём определяется объём, организация и порядок выполнения возложенных на неё задач. План разрабатывается текстурно с предложением в виде графиков и таблиц.

В случае объявления воздушной тревоги (сигнал по радио, сирены, прерывистые гудки) персонал должен действовать в соответствии с предусмотренным планом: выключить оборудование и покинуть производство в специально отведённые места для укрытия.

Финансирование мероприятий по защите персонала и территории в чрезвычайных ситуациях производится из местных резервов.

Мероприятия, предлагаемые в дипломном проекте, позволяют считать его безопасным и экологичным.

ван налоговый кодекс Российской Федерации в соответствии с которым, расходы, в зависимости от их характера, условий осуществления и направлений деятельности организаций, подразделяются на расходы внереализационные, а также связанные с производством и реализацией. Если некоторые затраты с равными основаниями могут быть отнесены одновременно к нескольким группам расходов, то организация вправе самостоятельно определить к какой именно группе он отнесет какие расходы.

7.3 Обоснование производственной мощности

Производственная мощность – это максимально возможный выпуск продукции за единицу времени при заданной номенклатуре и ассортименте при полном использовании производственного оборудования и площадей, с учетом применения передовой технологии, улучшения организации производства и труда, обеспечение высокого качества продукции. Производственная мощность предприятия может быть определена по формуле]:

$$M = T_m \cdot П = 360 \times 800 = 292000 \text{ т}$$

где $T_m = 360$ дн. – максимально возможный годовой фонд времени работы оборудования;

$П = 800$ т/сут – производительность одной единицы оборудования за час. в натуральном выражении.

Уровень использования мощностей за определенный промежуток времени:

$$K_{\text{факт}} = K_{\text{пр}} = \frac{Q_{\text{пр год(кварт)}}}{M_{\text{пр год(кварт)}}} = 277400/292000 = 95.0\%$$

где $Q = 277400$ т – объем производства;

$M = 292000$ т – мощность.

7.4 Организация труда и расчет заработной платы.

Расчет штатов и фонда заработной платы произведен отдельно по:

- 1) Рабочим основного производства;
- 2) рабочим вспомогательного производства, которые включают в себя: рабочих ремонтных цехов, рабочих, обслуживающих оборудование, кладовщиков, лаборантов и т.д.

Таблица 7.3 – Расчет себестоимости до и после внедрения

Наименование статей расхода	Данные аналога		Проектные данные		Отклонение	
	на единицу	на весь выпуск	на единицу	на весь выпуск	абс	%
Переменные расходы						
1. Материальные расходы	740,0	205276000	706,0	195844400	-9431600	-4,59
2. Расходы энергоресурсов	550,0	160600000	537,8	149185720	-11414280	-7,11
3. Расходы на оплату труда	61,4	17916902	61,4	17021057	-895845	-5,00
Итого	1351,4	383792902	1305,2	362051177	-21741725	-5,66
Постоянные расходы						
4. Амортизационные расходы	875,0	242725000	868,5	240921900	-1803100	-0,74
5. Расходы на страхование имущества	158,8	44051120	158,8	44051120	0	0,00
6. Расходы на содержание и ремонт основных средств	750,0	208050000	719,8	199672520	-8377480	-4,03
7. Расходы на освоение природных ресурсов	147,8	40999720	147,8	40999720	0	0,00
8. Расходы на НИР и ОКР	198,7	55119380	201,5	55896100	776720	1,41
9. Цеховые расходы	505,0	140087000	487,8	135315720	-4771280	-3,41
10. Общепроизводственные расходы	180,5	50070700	168,8	46825120	-3245580	-6,48
11. Прочие расходы	135,8	37670920	125,8	34896920	-2774000	-7,36
12. Внереализационные расходы	198,8	55147120	198,8	55147120	0	0,00
Итого	3150,4	873920960	3077,6	853726240	-20194720	-2,31
13. Полная себестоимость	4501,8	1257713862	4382,8	1215777417	-41936445	-3,33

Из таблицы 7.3 видно, что себестоимость производства азотной кислоты снизилась на 3,33% в результате внедрения нового оборудования, что связано со значительным уменьшением стоимости материальных расходов, а также снижением расходов энергоресурсов, снижением расходов на содержание производственных фондов.

В современных условиях основным источником покрытия затрат, связанных с обновлением основных фондов являются собственные средства организаций. Они накапливаются в течение всего срока службы основных фондов в виде амортизационных отчислений.

Капитальные вложения по проектируемому цеху приняты на уровне аналога и составляют 94328540 руб.

7.5 Прибыль

Различают балансовую (валовую) и чистую (остаточную). Балансовая прибыль определяется по формуле:

$$\Pi = В - С$$

где В – выручка от реализации продукции (работ, услуг);

С – затраты на производство и реализацию продукции (работ, услуг);

Чистая прибыль определяется путем вычитания из балансовой прибыли налогов, отчислений, штрафов, и других первоочередных платежей.

Методика их расчета следующая рентабельность производства продукции:

$$РПП = \frac{\Pi}{C_{п}}, = 143482583 / 1215777417 = 12\%$$

где Π – чистая или валовая прибыль;

$C_{п}$ – себестоимость продукции.

Общая рентабельность производственных фондов:

$$РПФ = \frac{\Pi}{ПФ_{ср}} = 143482583 / 660299777 = 22\%$$

где $ПФ_{ср}$ – среднегодовая стоимость производственных фондов (сумма среднегодовой стоимости основных производственных фондов и нормируемых оборотных средств).

Общая эффективность капитальных вложений может быть определена по формуле

$$En = \frac{\Delta\Pi}{K}$$

где $\Delta\Pi$ – прирост прибыли за счет вложения инвестиций; K – капитальные вложения. Величина обратная эффективности называется сроком окупаемости капитальных вложений и определяется по формуле:

$$Tn = \frac{K}{\Delta\Pi}$$

или

$$En = \frac{(C_1 - C_2) \cdot V_2}{K} = \frac{(4501,8 - 4382,8) \times 277400}{94328540} = 0,350$$

$$Tn = \frac{K}{(C_1 - C_2) \cdot V_2} = \frac{94328540}{(4501,8 - 4382,8) \times 277400} = 2,86 \text{ лет}$$

где C_1 и C_2 – себестоимость азотной кислоты до и после вложения инвестиций;

V_2 – объем выпуска продукции после использования капитальных вложений.

Результаты расчетов сведены в таблицу 7.4.

					ДП МАХП МД-011 РС0 00.00.00 ПЗ	87
		N				

$$ТБ = \frac{ПИ}{Ц_y - ПИ_y} = \frac{853726240}{4900 - 1305} = 237487 \text{ т}$$

где ПИ – постоянные издержки;

C_y - удельная цена;

$ПИ_y$ - удельные переменные издержки.

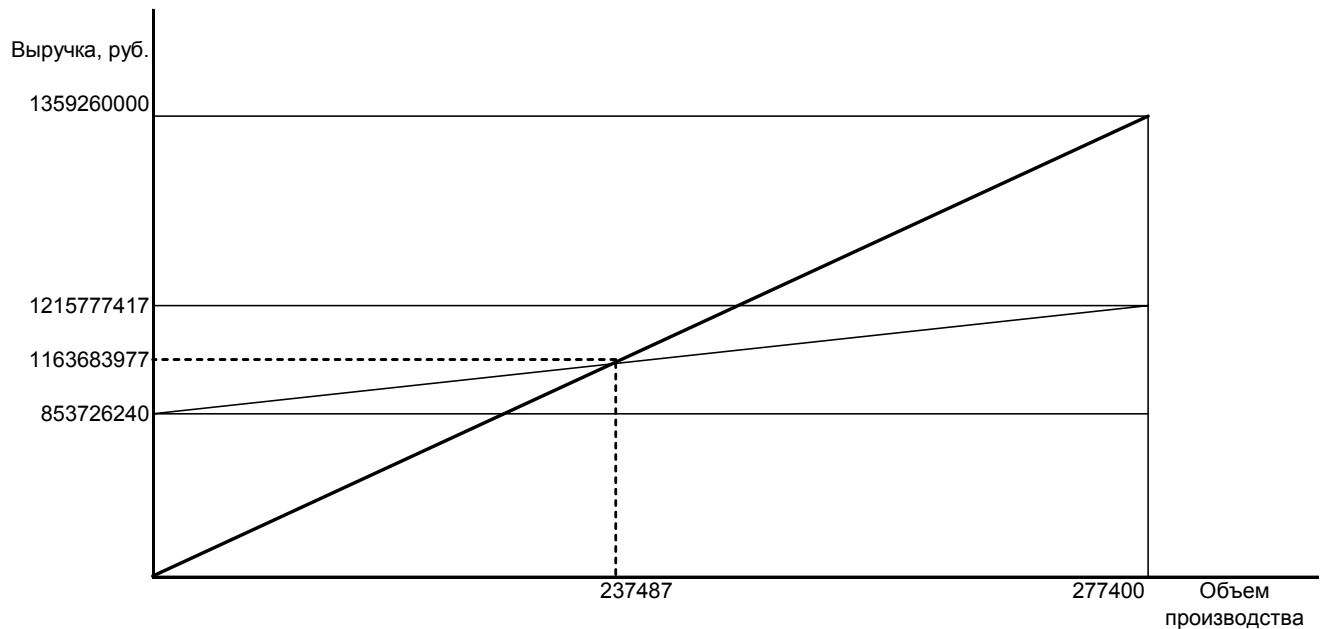


Рисунок 7.1 – График безубыточности

Из графика безубыточности, представленного на рисунке 7.1 видно, что безубыточный объем производства составляет 237487 т.

7.9 Заключение об экономической эффективности

При проектировании оборудования был реализован ряд технологических и конструктивных решений, которые обусловили снижение себестоимости производства азотной кислоты на 3,33%, за счет сокращения условно-постоянных расходов, увеличения мощности цеха. Общий прирост прибыли составил 40743639 рублей в год. Срок окупаемости капитальных вложений 2,86 лет. При этом учтены убытки, понесенные производством период технического перевооружения. Рентабельность продукции составляет 35,0%. Годовой экономический эффект 33010600 руб. безубыточный объем производства составляет 237487 т.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен Н. Г., Общая химическая технология, изд. 2-е, перераб. и доп., М.: «Высшая школа», 1990. – 522 с.
2. Скобло А.И. и др. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. – М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000. – 677 с.
3. Павлов К.Ф., Романков А.А., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической технологии». – Л.: Химия, 1981. – 552 с.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. / Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
5. Тимонин А.С. основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования. Справочник. – Калуга: Изд. Н. Бочкаревой, 2002. Т.1, 852 с., т.2, 1028 с., т.3, 968 с.
6. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры.– М.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
7. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи / под ред. М.Ф. Михалева.– Л.: Машиностроение, 1984. – 301 с.
8. Матвеев В.В., Крупин Н.Ф. Примеры расчета такелажной оснастки.– Л.: Стройиздат, 1987. – 320 с.
9. Киселев Г.Ф. и др. Система технического обслуживания и ремонта технологического оборудования предприятий по производству минеральных удобрений. Справочник. – М.: Химия, 1991. – 384 с.
10. Полоцкий Л.М., Лапшенков Г.И. Автоматизация химических производств. Теория, расчет и проектирование систем автоматизации. – М.: Химия, 1982. – 296 с.
11. Автоматические приборы, регуляторы и вычислительные системы. Справочное пособие./Под ред. Б.Д. Кошарского. – Л.: Машиностроение, 1976. – 488 с.
12. Сборник законодательных и других нормативных правовых актов по ох-