

ГОСУДАРСТВЕННОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
«ДОНЕЦКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»
ФАКУЛЬТЕТ «ЭКОЛОГИИ И ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ»
Кафедра «Прикладная экология и охрана окружающей среды»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
к выполнению практических работ
по дисциплине вариативной части профессиональной цикла
«ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РАСЧЁТОВ»

Донецк 2016

ГОСУДАРСТВЕННОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
«ДОНЕЦКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»
ФАКУЛЬТЕТ «ЭКОЛОГИИ И ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ»
Кафедра «Прикладная экология и охрана окружающей среды»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
к выполнению практических работ
по дисциплине вариативной части профессиональной цикла
«ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РАСЧЁТОВ»

Направление подготовки – 05.03.06 «Экология и природопользование»
Профиль – «Экологическая безопасность»

Составители:
Горбатко С.В., к.т.н.

Рассмотрены
на заседании кафедры
«Прикладная экология и охрана
окружающей среды »
Протокол № 2 от 20.09.2016

Утвержден на заседании
Учебно-издательского совета ДонНТУ
Протокол № от

Донецк 2016

УДК УДК 628.5

Методические указания к выполнению практических работ по дисциплине «Основы технологических расчётов» (для студентов направления 05.03.06 «Экология и природопользование», профиль «Экологическая безопасность», дневной и заочной форм обучения), составитель: С.В. Горбатко.
- Донецк: ДонНТУ 2016. – 39 с.

В методических указаниях приведены объяснения по выполнению практических работ по дисциплине «Основы технологических расчётов».

Составители:

С.В. Горбатко, к.т.н.

Рецензент:

Дедовец И.Г., к.т.н., доцент

Ответственный за выпуск:

В.В. Шаповалов, д.х.н., профессор

СОДЕРЖАНИЕ

1. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ СТАДИЙ ПОЛУЧЕНИЯ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ	6
1.2 Составление материального баланса абсорбционного узла	9
1.3 Составление материального баланса узла каталитической очистки хвостовых газов	13
1.3.2 Расчет реактора каталитической очистки	16
2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ СТАДИЙ ПОЛУЧЕНИЯ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ	18
3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОИЗВОДСТВА ШАМОТНЫХ ИЗДЕЛИЙ	28
4. КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ РУКАВНОГО ФИЛЬТРА ДЛЯ УСТАНОВКИ В ЭЛЕКТРОСТАЛЕПЛАВИЛЬНОМ ЦЕХЕ	37
РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА.....	38

ВВЕДЕНИЕ

Задачей курса «Основы технологических расчетов» является изучение технологических процессов основных отраслей промышленности, таких как химическая промышленность, металлургия, коксохимия, производство строительных материалов, а также проведения технологических расчетов, составление материальных и тепловых балансов отдельных производств, на основе которых определяется их влияние на окружающую среду и предлагаются необходимые системы очистки.

Азотная кислота является одним из исходных продуктов для получения большинства азотсодержащих веществ. Больше ее количество расходуется на получение минеральных удобрений в промышленности органического синтеза, как окислитель в различных процессах и во многих других отраслях народного хозяйства. В то же время при получении кислоты в атмосферу поступают большие количества оксидов азота, поэтому все установки снабжены системами очистки, которые подбираются для каждой системы отдельно. На основе технологических расчетов рассчитываются выбросы в атмосферу и подбираются методы очистки. Такие расчеты характерны для большинства производств химической промышленности.

Производство кокса осуществляется на коксохимических заводах и связано с достаточно большим количеством источников выбросов, которые носят как организованный характер (дымоходы, воздушники и др.), так и неорганизованный характер (процессы с загрузки шихты, выдачи, тушения, погрузка кокса).

Коксохимический завод, состоящий из 4-х коксовых батарей, имеет более чем 150 источников выбросов и около 15 наименований загрязняющих веществ. Основные загрязняющие вещества - это оксид углерода, оксиды азота, диоксид серы, аммиак, сероводород, цианистый водород, фенол, бензолные углеводороды, нафталин и бенз/а/пирен, вещества в виде взвешенных твердых частиц (пыль угольных концентратов, пыль коксовая, сажа). Одним из источников выбросов являются отходящие газы отделений для получения серной кислоты методом мокрого катализа, которые размещены на большинстве заводов. Методы проведения технологических расчетов для этого отделения могут быть примером для расчета выбросов и других цехов КХЗ.

Пылегазовые выделения современных предприятий черной металлургии очень значительны. В районах расположения крупных металлургических предприятий загрязнения атмосферы на 50 - 60% и более обусловлено выбросами этих предприятий. Поэтому важно определить источники образования выбросов загрязняющих веществ и рассмотреть способы их снижения.

Техническая керамика объединяет множество самых разнообразных материалов и изделий, отличающихся особыми специфическими свойствами. Составление материальных балансов, проведения технологических расчетов позволяет определить количественный и качественный состав выбросов и предложить методы очистки.

1. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ СТАДИЙ ПОЛУЧЕНИЯ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ

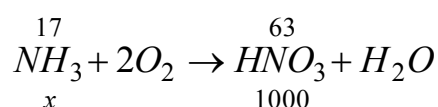
Провести материальные расчеты основных стадий получения азотной кислоты ($p = 0,716$ МПа) в условиях ГПО «Стирол», производительностью одного агрегата 120000 т/год. Определить количество и состав газов выбрасываемых в атмосферу, обосновать необходимость и метод очистки газов. Провести расчеты узла очистки хвостовых газов.

1.1 Составление материального баланса контактного узла

Проектная мощность производства 720000 т/год (моногидрат). Производство состоит из шести унифицированных комплектных линий. Производительность 1 линии 120000 т/год. Материальные расчеты проводятся либо на 1 т готовой продукции либо на часовую производительность. Заданная годовая производительность 1 агрегата – 120000 тонн, время простоя на ремонт – 15 дней, следовательно, часовая производительность составит:

$$N = \frac{120000}{365 - 15} = 348 \text{ т/сут} \quad \text{или} \quad \frac{348}{24} = 14,5 \text{ т/ч} \quad (14500 \text{ кг/ч})$$

Теоретический расход аммиака на 1 т HNO_3 , согласно уравнению:



составит:

$$\frac{17 \cdot 1000}{63} = 270 \text{ кг}$$

В соответствии с технологическим регламентом ГПО «Стирол» степень окисления аммиака составляет не менее 93,5 %, а степень поглощения оксидов азота – 99 %.

Следовательно, общий расход аммиака составит:

$$G_{\text{NH}_3} = \frac{270}{0,935 \cdot 0,99} = 291,7 \text{ кг}$$

Определяем расход воздуха на 1 т. (HNO_3) при содержании 10,6% NH_3 в аммиачно-воздушной смеси:

$$\rho = \frac{17}{22,4} = 0,759 \text{ кг/м}^3$$

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{291,7}{0,759} = 384,3 \text{ м}^3$$

Плотность идеальных газов:

$$1 \text{ кмоль} - 22,4 \text{ м}^3$$

$$\rho = \frac{M}{22,4}, \text{ кг/м}^3$$

$$V_{\text{возд}} = \frac{384,3 \cdot (100 - 10,6)}{10,6} = 3241,2 \text{ м}^3$$

Приняв, что воздух содержит 21% O₂ и 79 % N₂, определим количество поступающего кислорода:

$$V_{\text{O}_2} = V_{\text{возд}} \cdot 0,21 = 3241,2 \cdot 0,21 = 680,7 \text{ м}^3$$

Массовый расход кислорода:

$$G_{\text{O}_2} = \frac{680,7 \cdot 32}{22,4} = 972,4 \text{ кг}$$

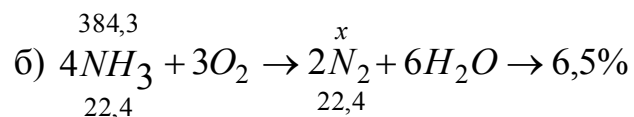
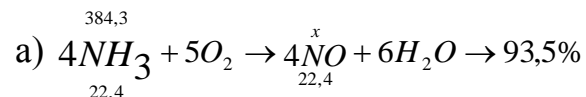
Количество других газов, поступающих с воздухом, в пересчете на азот составит:

$$V_{\text{N}_2} = 3241,2 \cdot 0,79 = 2560,5 \text{ м}^3$$

$$G_{\text{N}_2} = \frac{2560,5 \cdot 28}{22,4} = 3200,7 \text{ кг}$$

Содержание паров воды в воздухе в данном случае не учитываем.

Состав газа после окисления аммиака в соответствии с принятой степенью конверсии 93,5% рассчитываем в соответствии со следующими реакциями:



а) Количество образовавшегося NO:

$$V_{\text{NO}} = \frac{384,3 \cdot 4 \cdot 22,4}{4 \cdot 22,4} \cdot 0,935 = 359,3 \text{ м}^3$$

$$G_{\text{NO}} = \frac{359,3 \cdot 30}{22,4} = 481,2 \text{ кг}$$

Количество образовавшейся H₂O:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{384,3 \cdot 6 \cdot 22,4}{4 \cdot 22,4} \cdot 0,935 = 539,0 \text{ м}^3$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{539 \cdot 18}{22,4} = 433,1 \text{ кг}$$

Количество O₂ расходуемого на окисление:

$$V_{O_2} = \frac{384,3 \cdot 5 \cdot 22,4}{4 \cdot 22,4} \cdot 0,935 = 449,2 \text{ м}^3$$

$$G_{O_2} = \frac{449,2 \cdot 32}{22,4} = 641,7 \text{ кг}$$

б) Количество образовавшегося N_2 :

$$V_{N_2} = \frac{384,3 \cdot 2 \cdot 22,4}{4 \cdot 22,4} \cdot 0,065 = 12,5 \text{ м}^3$$

$$G_{N_2} = \frac{12,5 \cdot 28}{22,4} = 15,6 \text{ кг}$$

Количество O_2 расходуемого на окисление:

$$V_{O_2} = \frac{384,3 \cdot 3 \cdot 22,4}{4 \cdot 22,4} \cdot 0,065 = 18,7 \text{ м}^3$$

$$G_{O_2} = \frac{18,7 \cdot 32}{22,4} = 26,7 \text{ кг}$$

Количество образовавшейся H_2O :

$$V_{H_2O} = \frac{384,3 \cdot 6 \cdot 22,4}{4 \cdot 22,4} \cdot 0,065 = 37,5 \text{ м}^3$$

$$G_{H_2O} = \frac{37,5 \cdot 18}{22,4} = 30,1 \text{ кг}$$

Общее количество водяных паров, образовавшихся по двум реакциям:

$$V_{H_2O} = 539,0 + 37,5 = 577,0 \text{ м}^3$$

$$G_{H_2O} = 433,1 + 30,1 = 463,2 \text{ кг}$$

Общее количество N_2 в газах после окисления:

$$V_{N_2} = 2560,5 + 12,5 = 2573,0 \text{ м}^3$$

$$G_{N_2} = 3200,7 + 15,6 = 3216,3 \text{ кг}$$

Количество O_2 в нитрозных газах:

$$V_{O_2} = 680,7 - 449,2 - 18,7 = 212,8 \text{ м}^3$$

$$G_{O_2} = 972,4 - 641,7 - 26,7 = 304,0 \text{ кг}$$

Полученные данные сводим в табл. 1.1, 1.2.

Таблица 1.1 – Материальный баланс стадии окисления аммиака (на 1 т кислоты)

№	Приход	кг	м ³	№	Расход	кг	м ³			
1	Аммиак	291,7	384,3	1	Нитрозные газы, в т.ч.					
2	Воздух, в т.ч.	3200,7	2560,5					NO	481,2	359,3
	N ₂							O ₂	304,0	212,8
	O ₂							972,4	680,7	N ₂
Итого		4464,8	3625,5					H ₂ O	463,2	577,0
				Итого	4464,7	3722,1				

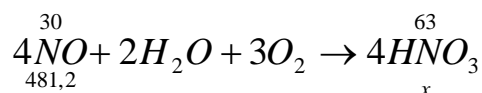
Таблица 1.2 Материальный баланс узла контактирования в пересчете на заданную производительность (14,5 т/ч)

№	Приход	т/ч	м ³ /ч	№	Расход	т/ч	м ³ /ч					
1	Аммиак	4229,7	5572,4	1	Нитрозные газы, в т.ч.	6977,4	5209,9					
2	Воздух, в т.ч.	46410,1	37127,3					NO	4408,0	3085,6		
	N ₂							O ₂			46636,4	37308,5
	O ₂							14099,8			9870,2	N ₂
Итого		64739,6	52569,9					H ₂ O	6716,4	8366,5		
				Итого	64738,2	53970,5						

1.2 Составление материального баланса абсорбционного узла

На основании практических данных принимаем, что при охлаждении нитрозных газов с 185 до 30 °С образуется конденсат в виде 56 %-ной азотной кислоты. Это соответствует 41,4%-ной степени превращения окислов азота в азотную кислоту. Учитывая неполную конденсацию, принимаем, что при охлаждении и взаимодействии с конденсатом 41,1% оксидов азота превращаются в азотную кислоту.

Суммарное уравнение образования кислоты из NO:



Степень поглощения оксидов азота составляет 99 %.

Количество образующейся кислоты:

$$G_{HNO_3} = \frac{481,2 \cdot 4 \cdot 63}{4 \cdot 30} = 1010,5 \text{ кг}$$

С учетом степени абсорбции – 99 %:

$$G_{HNO_3} = 1010,5 \cdot 0,99 = 1000,4 \text{ кг} = 1 \text{ т}$$

Количество не прореагировавшего NO:

$$G_{NO} = 481,2 \cdot 0,01 = 4,8 \text{ кг}$$

$$V_{NO_{\text{ост}}} = 4,8 \cdot \frac{22,4}{30} = 3,6 \text{ м}^3$$

Количество NO пошедшего на реакцию:

$$V_{NO} = 359,3 - 3,6 = 355,7 \text{ м}^3$$

Количество воды необходимое для образования 100 % азотной кислоты:

$$G_{H_2O} = \frac{1000 \cdot 18 \cdot 2}{4 \cdot 63} = 142,8 \text{ кг}$$

Количество необходимой для образования 56 % азотной кислоты:

К 1000 кг HNO_3 добавляем x кг воды, следовательно, масса раствора будет равна: $1000+x$, далее составляем пропорцию:

$$\begin{aligned} 100 - 44 \text{ кг } H_2O \\ (1000+x) \text{ кг} - x \\ 100x = 44 \times (1000+x) \\ 100x = 44000 + 44x \\ 56x = 44000 \\ x = 785,7 \text{ кг} \end{aligned}$$

С учетом реакционной воды, на орошение необходимо подавать:

$$G_{H_2O} = 142,8 + 785,7 - 463,2 = 465,3 \text{ кг}$$

Количество кислорода (расчёт ведём через NO):

$$V_{O_2} = \frac{355,7 \cdot 3 \cdot 22,4}{4 \cdot 22,4} = 266,8 \text{ м}^3$$

Количество добавляемого кислорода:

$$V_{O_2} = 266,8 - 212,8 = 54,0 \text{ м}^3$$

Для обеспечения необходимой степени абсорбции, т.к. реакция обратна, количество вводимого кислорода должно составлять 2,5 % от общего объема отходящих хвостовых газов, т.е.:

$$V_{O_2} = 0,025 \cdot V_{xв.г.}$$

Количество вводимого азота:

$$V_{N_2} = \frac{54,0 \cdot 0,79}{0,21} = 203,1 \text{ м}^3$$

Количество избыточного азота в хвостовых газах:

$$V_{N_2} = 0,025 \cdot \frac{79}{21} \cdot V_{xв.г.} = 0,094 \cdot V_{xв.г.} \text{ м}^3$$

Количество водяных паров в хвостовых газах ($t=30^\circ\text{C}$)

$$C = \frac{P_{нас}}{P_{общ}} \cdot 100\% = \frac{31,5}{760 \cdot 7,16} \cdot 100\% = 0,57\%$$

Количество избыточной воды в хвостовых газах:

$$V_{H_2O} = 0,0057 \cdot V_{xв.г.} \text{ м}^3$$

Следовательно, общий объем хвостовых газов составит:

$$\begin{aligned} V_{xв.г.} &= 3,6 + 0,025 \cdot V_{xв.г.} + 0,094 \cdot V_{xв.г.} + 203,1 + 2573,0 + 0,0057 \cdot V_{xв.г.} \\ 0,8753 \cdot V_{xв.г.} &= 2780 \\ V_{xв.г.} &= 3176,0 \text{ м}^3 \end{aligned}$$

Определим процент выбрасываемого NO:

$$NO = \frac{3,6}{3176,0} \cdot 100\% = 0,11\%$$

Таблица 1.3 - Состав хвостовых газов

КОМПОНЕНТ	м ³	кг
NO	3,6	4,8
O ₂	79,4	113,4
N ₂	(2573,0 + 298,5) = 2871,5	3589,4
H ₂ O	18,1	14,5

Всего кислорода в колонну

$$V_{O_2} = 54,0 + 79,4 = 133,4 \text{ м}^3$$

Всего азота в колонну

$$V_{N_2} = 203,1 + 298,5 = 501,6 \text{ м}^3$$

Таблица 1.4 - Материальный баланс стадии абсорбции на 1т HNO₃ (100%)

№	Приход	м ³	кг	№	Расход	м ³	кг
1	Нитрозные газы:			1	HNO ₃ (56%), в т.ч. HNO ₃ (100%) H ₂ O		1000
	NO	481,2	359,3				
	O ₂	304,0	212,8				
	N ₂	3216,3	2573,0				
	H ₂ O	463,2	577,0				
2	Воздух:			2	Хвостовые газы: NO O ₂ N ₂		
	O ₂	133,4	190,6				
	N ₂	501,6	627,0				
3	H ₂ O(орошение)		465,3		H ₂ O	18,1	14,5
	H ₂ O(унос)	18,1	14,5				
ИТОГО			5019,5				4507,8

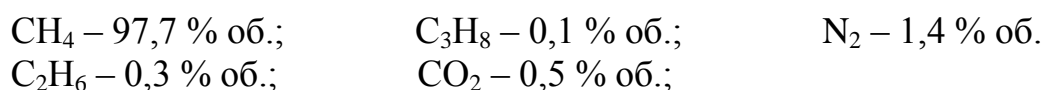
Таблица 1.5 - Материальный баланс стадии абсорбции

№	Приход	м ³	кг	№	Расход	м ³	кг
1	Нитрозные газы: NO O ₂ N ₂ H ₂ O			1	HNO ₃ (56%), в т.ч. HNO ₃ (100%) H ₂ O		14500
2	Воздух: O ₂ N ₂			2	Хвостовые газы: NO O ₂ N ₂ H ₂ O		
3	H ₂ O(орошение) H ₂ O(унос)						
ИТОГО							

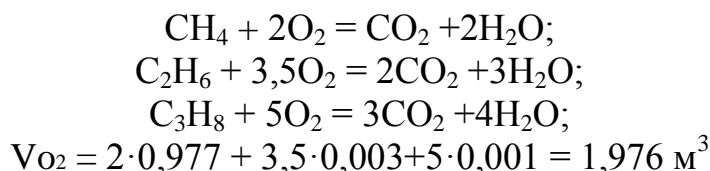
1.3 Составление материального баланса узла каталитической очистки хвостовых газов

1.3.1 Расчет камеры сгорания

Состав природного газа, поступающего на сжигание:



Определим количество кислорода воздуха, необходимого для сжигания 1 м^3 .



При коэффициенте избытка воздуха равному 1,0 количество азота воздуха составляет:

$$V_{\text{N}_2} = 1,976 \cdot 79/21 = 7,434 \text{ м}^3$$

Количество компонентов топочных газов:

$$\begin{array}{l} V_{\text{CO}_2} = 0,977 + 2 \cdot 0,003 + 3 \cdot 0,001 + 0,005 = 0,991 \text{ м}^3 \\ V_{\text{H}_2\text{O}} = 2 \cdot 0,977 + 3 \cdot 0,003 + 4 \cdot 0,001 = 1,967 \text{ м}^3 \\ V_{\text{N}_2} = 0,014 + 7,434 = 7,448 \text{ м}^3 \end{array}$$

Количество природного газа, добавляемого к хвостовому газу, при соотношении «природный газ-кислород» равном 0,55:

$$V_{\text{CH}_4} = 1151,3 \times 0,55 = 633,2 \text{ м}^3$$

Количество тепла, необходимого для нагрева природного газа до 400°C (принимая теплоемкость природного газа равной средней теплоемкости метана $51,8 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$):

$$\begin{array}{l} 1 \text{ кмоль} - 22,4 \text{ м}^3 \\ x - 633,2 \text{ м}^3 \\ x = 28,3 \text{ кмоль} \\ 28,3 \times 51,8 \times (400 - 20) = 557057 \text{ кДж.} \end{array}$$

Количества тепла, необходимого для нагрева хвостовых газов со 120°C до 400°C :

$$(2,3 \times 31,74 + 51,4 \times 30,3 + 1990,5 \times 30,3 + 11,7 \times 30,0) \cdot (400 - 120) = 17442200 \text{ кДж}$$

где средние молярные теплоемкости ($\text{кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$):

$$\begin{array}{ll} \text{NO} \dots 31,74 & \text{O}_2 \dots 30,3 \\ \text{H}_2\text{O} \dots 30,0 & \text{N}_2 \dots 30,3 \end{array}$$

Низшая теплотворная способность природного газа:

$$0,977 \cdot 35816 + 0,003 \cdot 67520 + 0,001 \cdot 95883 = 35290 \text{ кДж/нм}^3,$$

где 35816, 67520, 95883 – теплотворная способность соответственно метана, этана и пропана, кДж/нм³.

Тепло воздуха при 135 °С:

$$\left(\frac{1,976}{22,4} + \frac{7,434}{22,4} \right) \times 29,5 \times 135 = 1661,7 \text{ кДж},$$

где 29,3 – средняя теплоемкость воздуха, кДж/(кмоль·К).

Тепло природного газа на сжигание при 20 °С 1 нм³

$$Q = \frac{1}{22,4} \times 46,51 \times 20 = 41,5 \text{ кДж}$$

Количество тепла, выделяемого при сжигании 1 нм³ природного газа:

$$35290 + 1661,7 + 41,5 = 36993,2 \text{ кДж}.$$

Количество тепла продуктов горения природного газа при 400 °С:

$$\left(\frac{0,991}{22,4} \times 48,6 + \frac{1,967}{22,4} \times \frac{7,448}{22,4} \times 30,3 \right) \times 400 = 5943 \text{ кДж},$$

где 48,6; 30,0; 30,3 – средняя теплоемкость соответственно СО₂, Н₂О, N₂, кДж/(кмоль·К).

Количество тепла, отдаваемого продуктами сгорания 1 нм³ природного газа, при охлаждении до 400 °С:

$$36993,2 - 5943 = 31050 \text{ кДж}.$$

Количество природного газа, подаваемого в камеру горения:

$$\frac{557057 + 17442200}{31050} = 580 \text{ нм}^3.$$

Количество кислорода на сжигание

$$V_{\text{O}_2} = 1,976 \cdot 580 = 1146,1 \text{ м}^3$$

Количество азота с воздухом

$$V_{N_2} = 7,434 \cdot 580 = 4311,7 \text{ м}^3$$

Количество образующегося CO_2 при сжигании

$$V_{CO_2} = 0,991 \cdot 580 = 574,8 \text{ м}^3$$

$$V_{CO_2} = 574,8 + 3,1 + 2,9 = 580,8 \text{ м}^3$$

Количество образующегося H_2O при сжигании

$$V_{H_2O} = 1,967 \cdot 580 = 1140,9 \text{ м}^3$$

$$V_{CO_2} = 1140,9 + 262,5 = 1403,4 \text{ м}^3$$

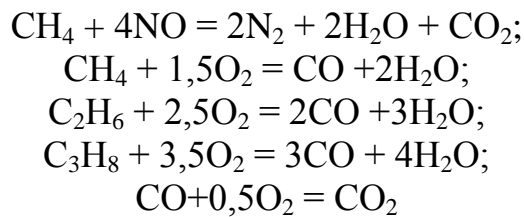
Материальный баланс камеры сгорания представлен в таблице 1.6.

Таблица 1.6 - Материальный баланс камеры сгорания

Приход					Расход				
Статья	нм ³	кмоль	кг	%об.	Статья	нм ³	кмоль	кг	%об.
1. Хвостовой газ, в том числе:					1. Хвостовой газ на вход в реактор, в том числе:				
NO	52,2	2,0	69,6	0,1	NO	52,2	2,0	69,6	
O ₂	1151,3	50,0	1644,2	2,5	O ₂	1151,3	50,0	1644,3	0,09
N ₂	44586	1955,0	55729,3	96,9	CH ₄	618,0	25,402	441,9	2,2
H ₂ O	262,5	11,0	210,5	0,5	C ₂ H ₆	1,9	0,078	2,5	1,103
Итого	46052	2018,0	57653,6	100,0	C ₃ H ₈	0,6	0,026	1,2	0,003
2. Природный газ для восстановления оксидов азота, в том числе:					CO ₂	580,8	24,82	1140,9	0,001
CH ₄	618,6	25,402	441,9	97,7	CO ₂	48922,9	2140,7	61153,6	94,0
C ₂ H ₆	1,9	0,078	2,5	0,3	N ₂	1403,4	59,95	1127,7	2,603
C ₃ H ₈	0,63	0,026	1,2	0,1	H ₂ O				
CO ₂	3,1	0,13	6,1	0,5					
N ₂	8,86	0,364	11,1	1,4					
Итого	633,1	26,0	462,8	100,0					
3. Природный газ на сжигание, в том числе:									
CH ₄	566,7	24,32	440	97,7					
C ₂ H ₆	1,74	0,076	2,3	0,3					
C ₃ H ₈	0,58	0,022	0,97	0,1					
CO ₂	2,9	0,134	5,9	0,5					
N ₂	8,12	0,348	9,74	1,4					
Итого	580	24,9	458,9	100,0					
4. Воздух, в том числе:									
O ₂	1146,1	49,0	1637,3	21,0					
N ₂	4311,7	185,0	5389,7	79,0					
Итого	5457,8	234,0	7027	100,0					
Всего	52722,9	2302,9	65583,5	-	Всего	52681,95	2302,976	65581,7	100,0

1.3.2 Расчет реактора каталитической очистки

При каталитическом восстановлении в восстановительной среде протекают следующие реакции:



Принимаем степень восстановления оксида азота равной 95%. Тогда количество оставшегося оксида азота:

$$52,2 \times (1 - 0,95) = 2,61 \text{ м}^3$$

Определим расход CH_4 пошедший на реакцию восстановления

$$V_{\text{CH}_4} = 52,2 \cdot 0,95 / 4 = 12,4 \text{ м}^3$$

Определим остаток CH_4

$$V_{\text{CH}_4} = 618,6 - 12,4 = 606,2 \text{ м}^3$$

Количество кислорода, расходуемого на окисление углеводородных компонентов газа:

$$V_{\text{O}_2} = 1,5 \cdot 606,2 + 2,5 \cdot 1,9 + 3,5 \cdot 0,6 = 916,3 \text{ м}^3$$

Остаток кислорода:

$$1151,3 - 916,3 = 235 \text{ м}^3$$

Количество образовавшегося оксида углерода:

$$V_{\text{CO}} = 606,2 + 2 \cdot 1,9 + 3 \cdot 0,6 = 611,9 \text{ м}^3$$

Из него образовалось (по остатку O_2) CO_2

$$V_{\text{CO}_2} = 235 \cdot 2 = 470 \text{ м}^3$$

Количество оставшегося оксида углерода:

$$V_{\text{CO}} = 611,9 - 470 = 141,9 \text{ м}^3$$

Количество образовавшихся:
диоксида углерода:

$$12,4 + 470,0 + 580,8 = 1063,2 \text{ м}^3,$$

азота:

по первой реакции
$$\frac{52,2 \times 0,95}{2} = 24,8 \text{ м}^3,$$

всего
$$V_{N_2} = 24,8 + 48922,9 = 48947,7 \text{ м}^3$$

паров воды:

по первой реакции
$$\frac{52,2 \times 0,95}{2} = 24,8 \text{ м}^3,$$

по остальным
$$2 \cdot 606,2 + 3 \cdot 1,9 + 4 \cdot 0,63 = 1220,6 \text{ м}^3,$$

всего
$$V_{H_2O} = 24,8 + 1220,6 + 1403,4 = 2648,8 \text{ м}^3$$

Состав хвостовых газов после каталитической очистки представлен в табл. 1.6:

Таблица 1.6 Состав хвостовых газов после каталитической очистки

	м ³	кмоль	кг	%об.
NO	2,61	0,1	3,5	0,005
CO	141,9	6,3	177,4	0,27
CO ₂	1063,2	47,5	2088,4	2,01
N ₂	48947,7	2141,7	61184,6	92,70
H ₂ O	2648,8	118,3	2128,5	5,02
Всего	52804,2	2303,24	65588,4	100,0

2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ СТАДИЙ ПОЛУЧЕНИЯ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ

Провести материальны расчеты основных стадий получения серной кислоты в условиях ОАО «Донецккокс». Определить количество и состав отходящих газов, обосновать необходимость и метод очистки газов.

Таблица 2.1 - Исходные данные

№ п/п	Наименование показателя	Единицы
1	Расход влажного сероводородного газа на печь, $\text{нм}^3/\text{ч}$	1200
2	Объем водяного пара в сероводородной газе, $\text{нм}^3/\text{ч}$	65
3	Плотность водяного пара, $\text{кг}/\text{м}^3$	0,804
4	Состав сероводородного газа, который попадает на сжигание (в пересчете на сухой), % объемные:	
	сероводород	76
	цианистый водород	3,5
	углекислый газ	15,5
	азот	4,0
	кислород	1,0
5	Температура сероводородного газа перед входом в печь, $^{\circ}\text{C}$	35
6	Коэффициент избытка воздуха	0,99
7	Температура воздуха, $^{\circ}\text{C}$	25
8	Относительная влажность воздуха, %	75
9	Количество сероводорода, сжигается до диоксида серы, %	94,5
10	Количество сероводорода, сжигаемого в серы, %	2
11	Сжигание цианистого водорода происходит полностью	

Масса водяного пара, содержащегося в сероводородной газе, находится по формуле:

$$m(\text{вод. пар}) = V(\text{вод. пар}) \cdot \rho(\text{вод. пар}) = 65 \cdot 0,804 = 52,26 \text{ кг/год.}$$

Расход сухого сероводородного газа, сжигаемого в печи, рассчитывается по формуле:

$$V(\text{сух. газ}) = V(\text{вла. газ}) - V(\text{вод. пар}) = 1200 - 65 = 1135 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Объем и масса газов, попадающих на сжигание, рассчитывается по

формулам:

$$V(i) = V(\text{сух. газ}) \cdot c(i) ,$$

$$m(i) = V(i) \cdot \rho(i) ,$$

где $V(i)$ - объем компонента, содержащегося в сероводородной газе, м³/ч;
 $m(i)$ - масса компонента, содержащегося в сероводородной газе, кг/ч;
 $c(i)$ - содержание компонента сероводородного газа, % объемные;
 $\rho(i)$ - плотность компонента сероводородного газа, кг/м³.

$$V(\text{H}_2\text{S}) = 1135 \cdot 0,76 = 862,600 \text{ м}^3/\text{год},$$

$$m(\text{H}_2\text{S}) = 862,6 \cdot 1,54 = 1328,400 \text{ кг/год},$$

$$V(\text{HCN}) = 1135 \cdot 0,035 = 39,725 \text{ м}^3/\text{год},$$

$$m(\text{HCN}) = 39,725 \cdot 1,205 = 47,870 \text{ кг/год},$$

$$V(\text{CO}_2) = 1135 \cdot 0,155 = 175,925 \text{ м}^3/\text{год},$$

$$m(\text{CO}_2) = 175,925 \cdot 1,98 = 348,330 \text{ кг /год},$$

$$V(\text{N}_2) = 1135 \cdot 0,04 = 45,400 \text{ м}^3/\text{год},$$

$$m(\text{N}_2) = 45,4 \cdot 1,25 = 56,750 \text{ кг /год},$$

$$V(\text{O}_2) = 1135 \cdot 0,01 = 11,350 \text{ м}^3/\text{год},$$

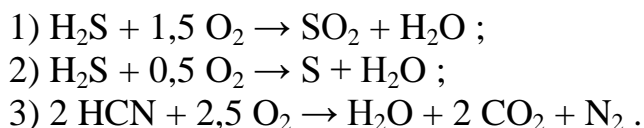
$$m(\text{O}_2) = 11,35 \cdot 1,429 = 16,220 \text{ кг/год}.$$

Состав сероводородного газа, попадающего на сжигание в печь, приведен в таблице 2.2.

Таблица 2.2 - Состав сероводородного газа, сжигаемого в печи

Компонент	Объём, м ³ /ч	Масса, кг /ч	%, объёмные	%, массовые
H ₂ S	862,600	1328,40	71,88	71,83
HCN	39,725	47,87	3,31	2,59
CO ₂	175,925	348,33	14,66	18,82
N ₂	45,400	56,75	3,78	3,06
O ₂	11,350	16,22	0,95	0,88
Водяной пар	65.000	52,26	5,42	2,82
Всего	1200	1849,94	100	100

Сжигание сероводородного газа происходит за реакциями:



Количество кислорода, которое необходимо для сжигания газа за реакциями 1-3, определяется следующим образом:

$$m(\text{O}_2)^1 = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot X(\text{H}_2\text{S})^1 \cdot 1,5 \cdot M(\text{O}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} ,$$

где $X(\text{H}_2\text{S})^1$ - степень сжигания сероводорода до диоксида серы;
 $M(i)$ - молярная масса компонента.

$$m(\text{O}_2)^1 = \frac{1328,4 \cdot 0,945 \cdot 1,5 \cdot 32}{34} = 1772,2 \text{ кг /ч,}$$

$$m(\text{O}_2)^2 = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot X(\text{H}_2\text{S})^2 \cdot 0,5 \cdot M(\text{O}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})},$$

где $X(\text{H}_2\text{S})^2$ – степень сжигания сероводорода до серы.

$$m(\text{O}_2)^2 = \frac{1328,4 \cdot 0,02 \cdot 0,5 \cdot 32}{34} = 12,5 \text{ кг /ч,}$$

$$m(\text{O}_2)^3 = \frac{m(\text{HCN}) \cdot X(\text{HCN}) \cdot 2,5 \cdot M(\text{O}_2)}{2M(\text{HCN})},$$

где $X(\text{HCN})$ – степень сжигания цианистого водорода.

$$m(\text{O}_2)^3 = \frac{47,9 \cdot 1 \cdot 2,5 \cdot 32}{2 \cdot 27} = 71 \text{ кг /ч}$$

Массы продуктов реакции, которые образуются за реакциями 1-3, рассчитываются следующим образом :

$$1) m(\text{SO}_2)^1 = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot X(\text{H}_2\text{S})^1 \cdot M(\text{SO}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{1328,4 \cdot 0,945 \cdot 64}{34} = 2362,9 \text{ кг /ч,}$$

$$m(\text{H}_2\text{O})^1 = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot X(\text{H}_2\text{S})^1 \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{1328,4 \cdot 0,945 \cdot 18}{34} = 664,6 \text{ кг /ч,}$$

$$2) m(\text{S})^2 = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot X(\text{H}_2\text{S})^2 \cdot M(\text{S})}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{1328,4 \cdot 0,02 \cdot 32}{34} = 25 \text{ кг /ч,}$$

$$m(\text{H}_2\text{O})^2 = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot X(\text{H}_2\text{S})^2 \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{1328,4 \cdot 0,02 \cdot 18}{34} = 14,1 \text{ кг /ч,}$$

$$3) m(\text{H}_2\text{O})^3 = \frac{m(\text{HCN}) \cdot X(\text{HCN}) \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{2 \cdot M(\text{HCN})} = \frac{47,9 \cdot 1 \cdot 18}{2 \cdot 27} = 15,8 \text{ кг /ч,}$$

$$m(\text{CO}_2)^3 = \frac{m(\text{HCN}) \cdot X(\text{HCN}) \cdot 2 \cdot M(\text{CO}_2)}{2 \cdot M(\text{HCN})} = \frac{47,9 \cdot 1 \cdot 2 \cdot 44}{2 \cdot 27} = 78,1 \text{ кг /ч,}$$

$$m(\text{N}_2)^3 = \frac{m(\text{HCN}) \cdot X(\text{HCN}) \cdot M(\text{N}_2)}{2 \cdot M(\text{HCN})} = \frac{47,9 \cdot 1 \cdot 28}{2 \cdot 27} = 24,8 \text{ кг /ч}$$

Расход кислорода и массы продуктов, образующихся за реакциями 1 - 3, построенные в таблицу 2.3.

Таблица 2.3 - Массы кислорода и массы продуктов, которые образуются за реакциями 1-3

Компонент, который сжигается	Расход кислорода, кг/ч	Полученно, кг/ч				
		SO ₂	H ₂ O	S	CO ₂	N ₂
1) H ₂ S	1772,2	2362,9	664,6	–	–	–
2) H ₂ S	12,5	–	14,1	25	–	–
3) HCN	71	–	15,8	–	78,1	24,8
Всего	1855,7	2362,9	694,5	25	78,1	24,8

Масса кислорода, подаваемого в печь, с учетом коэффициента избытка воздуха α рассчитывается по формуле :

$$m(O_2)^{\text{возд.}} = \alpha \cdot [m(O_2)^1 + m(O_2)^2 + m(O_2)^3 - m(O_2)] ,$$

где $m(O_2)^i$ – масса кислорода, который попадает в печь с воздухом, кг/ч;

$m(O_2)$ – масса кислорода, попадающего в печь с сероводородной газом, кг/ч

$$m(O_2)^{\text{пов.}} = 0,99 \cdot (1772,2 + 12,5 + 71 - 16,22) = 1837,1 \text{ кг /год.}$$

Масса сухого воздуха, попадающего в печь, определяется по формуле:

$$m(\text{сух. возд.}) = \frac{m(O_2)^{\text{возд.}} \cdot 100}{c(O_2)^{\text{возд.}}} ,$$

где $c(O_2)^{\text{возд.}}$ – концентрация кислорода в воздухе, % массовые.

$$m(\text{сух. возд.}) = \frac{1837,1 \cdot 100}{21} = 8748,1 \text{ кг /год.}$$

Масса водяного пара в воздухе попадает в печь, находится по формуле:

$$m(H_2O)^{\text{возд.}} = m(\text{сух. возд.}) \cdot d(\text{возд.}) ,$$

где $d(\text{возд.})$ – влагосодержание воздуха, кг на 1 кг сухого воздуха.

$$m(H_2O)^{\text{возд.}} = 8748,1 \cdot 15,25 \cdot 10^{-5} = 133,4 \text{ кг /ч}$$

Масса азота, находящегося в воздухе при попадании в печь, рассчитывается следующим образом:

$$m(N_2)^{\text{возд.}} = m(\text{сух. возд.}) - m(O_2)^{\text{возд.}} = 8748,1 - 1837,1 = 6911 \text{ кг /ч}$$

Масса не сгоревшего сероводорода и пошедшего в камеру дожигания (3,5%), рассчитывается по формуле:

$$m(\text{H}_2\text{S})^{\text{недож}} = \frac{m(\text{H}_2\text{S}) \cdot 3,5}{100} = \frac{1328,4 \cdot 3,5}{100} = 46,5 \text{ кг/ч},$$

$$V(\text{H}_2\text{S})^{\text{недож}} = \frac{m(\text{H}_2\text{S})^{\text{недож}}}{\rho(\text{H}_2\text{S})} = \frac{46,5}{1,54} = 30,2 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Сводный материальный баланс печи для сжигания сероводорода приведен в таблице 2.3.

Теоретический расход воздуха, подаваемого в камеру дожигания, определяется следующим образом:

$$V(\text{возд}) = \frac{V(\text{S})^2 \cdot 1,5 + V(\text{H}_2\text{S})^{\text{недож}}}{0,21} = \frac{17,5 + 1,5 \cdot 30,2}{0,21} = 299,0 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Действительный расход воздуха с учетом коэффициента избытка воздуха $\alpha = 1,5$ равна:

$$V(\text{возд.})' = \alpha \cdot V(\text{возд.}) = 1,5 \cdot 299,0 = 448,6 \text{ м}^3/\text{ч},$$

в том числе

$$V(\text{O}_2)^{\text{возд.}} = V(\text{возд.})' \cdot 0,21 = 448,6 \cdot 0,21 = 94,2 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$V(\text{N}_2)^{\text{возд.}} = V(\text{возд.})' - V(\text{O}_2)^{\text{возд.}} = 448,6 - 94,2 = 354,4 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$m(\text{O}_2)^{\text{возд.}} = \frac{V(\text{O}_2) \cdot M(\text{O}_2)}{22,4} = \frac{94,2 \cdot 32}{22,4} = 134,6 \text{ кг/ч},$$

$$m(\text{N}_2)^{\text{возд.}} = \frac{V(\text{N}_2) \cdot M(\text{N}_2)}{22,4} = \frac{354,4 \cdot 28}{22,4} = 443,0 \text{ кг/ч}.$$

Количество водяного пара, попадает с воздухом в камеру дожигания, рассчитывается по формуле:

$$V(\text{вод. пар.})^{\text{возд.}} = V(\text{возд.})' \cdot \frac{P(\text{вод.пар.})^{25^\circ\text{C}} \cdot \varphi}{P(\text{общ.}) - P(\text{вод.пар.})^{25^\circ\text{C}} \cdot \varphi},$$

где $P(\text{вод. пар.})^{25^\circ\text{C}}$ - парциальное давление водяного пара при температуре воздуха 25°C , которое попадает в камеру, Па;

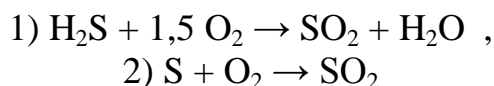
$P(\text{общ.})$ - давление воздуха, попадающего в камеру дожигания, Па;

φ - относительная влажность воздуха.

$$V(\text{вод. пар.})^{\text{возд.}} = 448,6 \cdot \frac{3167,2 \cdot 0,75}{101308 - 3167,2 \cdot 0,75} = 10,8 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$m(\text{вод. пар.})^{\text{возд.}} = \frac{V(\text{вод.пар.})^{\text{возд.}}}{22,4} \cdot M(\text{H}_2\text{O}) = \frac{10,8}{22,4} \cdot 18 = 8,7 \text{ кг/ч}.$$

В камере сгорания протекают следующие реакции:



Масса кислорода, необходимую для сжигания газа по реакциям 1-2, рассчитывается следующим образом:

$$m(\text{O}_2)^1 = \frac{m(\text{H}_2\text{S})^{\text{недож.}} \cdot 1,5 \cdot M(\text{O}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{46,5 \cdot 1,5 \cdot 32}{34} = 65,5 \text{ кг /ч} ,$$

$$m(\text{O}_2)^2 = \frac{m(\text{S}) \cdot M(\text{O}_2)}{M(\text{S})} = \frac{25 \cdot 32}{32} = 25 \text{ кг /год.}$$

Масса кислорода, не была использована для окисления сероводорода и серы, рассчитывается следующим образом:

$$m(\text{O}_2)^{\text{не испол.}} = m(\text{O}_2)^{\text{возд.}} - [m(\text{O}_2)^1 + m(\text{O}_2)^2] = 134,6 - (65,5 + 25) = 44,1 \text{ кг/ч}$$

Аналогично рассчитывается объем кислорода, который не используется для окисления; он равен $V(\text{O}_2)^{\text{Неиспольз.}} = 30,9 \text{ нм}^3/\text{ч}$.

Количество газов, которые попадают на сжигание в камеру дожигания, предоставляется в графе статьи расходы таблице 2.3.

Массы продуктов, которые образуются по реакции 1-2, рассчитываются следующим образом:

$$m(\text{SO}_2)^1 = \frac{m(\text{H}_2\text{S})^{\text{недож.}} \cdot M(\text{SO}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{46,5 \cdot 64}{34} = 87,5 \text{ кг/ч},$$

$$m(\text{H}_2\text{O})^1 = \frac{m(\text{H}_2\text{S})^{\text{недож.}} \cdot M(\text{H}_2\text{O})}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{46,5 \cdot 18}{34} = 24,6 \text{ кг/ч},$$

$$m(\text{SO}_2)^2 = \frac{m(\text{S}) \cdot M(\text{SO}_2)}{M(\text{H}_2\text{S})} = \frac{25 \cdot 64}{32} = 50 \text{ кг/ч.}$$

Расход кислорода и массы продуктов, образующихся по реакции 1-2, приведены в таблице 2.4.

Таблица 2.4 - Массы кислорода и продуктов реакции

Компонент, который был сожжен	Расход кислорода, кг / час.	Полученно продуктов, кг/ч	
		SO ₂	H ₂ O
1) H ₂ S	65,5	87,5	24,6
2) S	25	50	–
Всего	90,6	137,5	24,6

Сводный материальный баланс камеры дожигания предоставлен в таблице 2.5.

Таблица 2.5 Материальный баланс камеры дожигания

Приход			Расход		
Газ после печи	м ³ /ч	кг/ч	Газ после камеры дожигания	м ³ /ч	кг/ч
SO ₂	827	2362,9	SO ₂	875,1	2500,4
CO ₂	216,5	425,3	CO ₂	216,5	425,3
H ₂ O	5593,4	6991,8	N ₂	5947,8	7434,8
N ₂	1095,1	880,2	H ₂ O	1136,6	913,5
H ₂ S	30,2	46,5	O ₂	30,9	44,1
S	17,5	25			
Всего	7779,7	10731,4			
Воздух					
N ₂	354,4	443			
O ₂	94,2	134,6			
H ₂ O	10,8	8,7			
Всего	459,4	586,3			
Итого	8239,1	11317,7	Итого	8206,9	11318,1

Материальные расчеты камеры смешивания проводятся после расчета теплового баланса камеры смешивания и приведены в разделе тепловых расчетов. Сводный материальный баланс камеры смешивания приведен в таблице 2.6.

Количество серного ангидрида, получаемый в результате окисления на контактном аппарате с учетом степени контакта $f = 0,975$, рассчитывается по уравнению реакции:

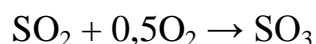


Таблица 2.6 Материальный баланс камеры смешивания

	Приход			Расход	
	м ³ /ч	кг/ч		м ³ /ч	кг/ч
Газ после камеры дожигания			Газ после смешения		
SO ₂	875,1	2500,4	SO ₂	875,1	2500,4
CO ₂	216,5	425,3	CO ₂	216,5	425,3
N ₂	5947,8	7434,8	N ₂	10162,6	12703,3
H ₂ O	1136,6	913,5	O ₂	1151,3	1644,7
O ₂	30,9	44,1	H ₂ O	1267,9	1018,8
Всего	8206,9	11318,1			
Воздух					
N ₂	4214,8	5268,5			
O ₂	1120,4	1600,6			
H ₂ O	131,3	105,5			
Всего	5466,5	6974,6			
Итого	13673,4	18292,7	Итого	13673,4	18292,5

Массы и объемы сернистого ангидрида и кислорода рассчитываются по формулам:

$$m(i) = \frac{m(\text{SO}_2) \cdot M(i)}{M(\text{SO}_2)} \cdot f,$$

$$V(i) = \frac{m(i) \cdot 22,4}{M(i)},$$

где $M(i)$ – молярная масса сернистого ангидрида и кислорода, г /моль.

$$m(\text{SO}_3) = \frac{2500,4 \cdot 80}{64} \cdot 0,975 = 3047,4 \text{ кг/ч},$$

$$V(\text{SO}_3) = \frac{3047,4 \cdot 22,4}{80} = 853,3 \text{ нм}^3/\text{ч},$$

$$m(\text{O}_2) = \frac{2500,4 \cdot 16}{64} \cdot 0,975 = 609,5 \text{ кг/ч},$$

$$V(\text{O}_2) = \frac{609,5 \cdot 22,4}{32} = 426,6 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Количество кислорода, оставшегося в газе будет равно:

$$m(\text{O}_2) = 1644,7 - 609,5 = 1035,2 \text{ кг/ч},$$

$$V(\text{O}_2) = 1151,3 - 426,65 = 724,7 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Потери сернистого ангидрида с хвостовыми газами электрофильтров составляют:

$$m(\text{SO}_2) = 2500,4 - 2500,4 \cdot 0,975 = 62,5 \text{ кг/ч},$$

$$V(\text{SO}_2) = 62,5 \cdot \frac{609,5 \cdot 22,4}{64} = 21,9 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Сводный материальный баланс контактного аппарата приведен в таблице 2.7.

Таблица 2.7 Матбаланс контактного аппарата

Газ на входе в контактный аппарат	Приход		Газ после контактного аппарата	Расход	
	м ³ /ч	кг/ч		м ³ /ч	кг/ч
SO ₂	875,1	2500,4	SO ₃	853,3	3047,4
CO ₂	216,5	425,3	SO ₂	21,9	62,5
O ₂	1151,3	1644,7	CO ₂	216,5	425,3
N ₂	10162,6	12703,3	O ₂	724,7	1035,2
H ₂ O	1267,9	1018,8	N ₂	10162,6	12703,3
			H ₂ O	1267,9	1018,8
Всего	13673,4	18292,5	Всего	13246,9	18292,5

В башне - конденсаторе серный ангидрид и водяной пар, поступающих с газами из контактного аппарата, совместно конденсируются и образуют серную кислоту. Избыток водяного пара, который обычно присутствует в газах, разбавляет образующуюся кислоту. Башню орошают кислотой той же концентрации, что и образуется в процессе конденсации.

Масса моногидрата, что образуется при взаимодействии серного ангидрида с парами воды, рассчитывается по формуле:

$$m(\text{H}_2\text{SO}_4)^{\text{моногидр.}} = m(\text{SO}_3) \cdot \frac{M(\text{H}_2\text{SO}_4)}{M(\text{SO}_3)},$$

$$m(\text{H}_2\text{SO}_4)^{\text{моногидр.}} = 3047,4 \cdot \frac{98}{80} = 3733,1 \text{ кг/ч}$$

Количество воды, необходимое для образования моногидрата, рассчитывается следующим образом:

$$m(\text{H}_2\text{O}) = m(\text{H}_2\text{SO}_4)^{\text{моногидр.}} - m(\text{SO}_3) = 3733,1 - 3047,4 = 685,7 \text{ кг/ч}$$

Избыток водяного пара при необходимом для создания моногидрата:

$$m(\text{H}_2\text{O})^{\text{изб.}} = 1018,8 - 685,7 = 333,1 \text{ кг/ч}$$

Если допустить, что вся влага конденсируется в башне, то общая масса кислоты будет составлять:

$$m(\text{H}_2\text{SO}_4)^{\text{общ.}} = m(\text{H}_2\text{O}) + m(\text{H}_2\text{SO}_4) = 3733,1 + 333,1 = 4066,2 \text{ кг/ч}$$

Ее концентрация будет равняться:

$$c(\text{H}_2\text{SO}_4) = \frac{m(\text{H}_2\text{SO}_4)^{\text{моногидр.}} \cdot 100}{m(\text{H}_2\text{SO}_4)^{\text{общ.}}} = \frac{3733,1 \cdot 100}{3733,1 + 333,1} = 91,8\%$$

Из этого количества кислоты 30% в виде тумана выходит из башни-конденсатора. Количество H_2SO_4 в виде тумана будет равно:

$$m(\text{H}_2\text{SO}_4) = 4066,2 \cdot 0,3 = 1219,9 \text{ кг/ч}$$

С нижней части циркуляционного сборника поступает

$$m(\text{H}_2\text{SO}_4) = 4066,2 - 1219,9 = 2846,3 \text{ кг/ч}$$

Единственным эффективным методом улавливания тумана серной кислоты является применение электрофильтров с эффективностью 98-99%.

Определяем количество кислоты, которая выбрасывается в атмосферу после электрофильтра:

$$m(\text{H}_2\text{SO}_4)=1219,9*0,02=24,4 \text{ кг/ч}$$

Состав газа, который выбрасывается в атмосферу:

$$\text{SO}_2=62,5 \text{ кг/ч}$$

$$\text{CO}_2=425,3 \text{ кг/ч}$$

$$\text{N}_2=12703,3 \text{ кг/ч}$$

$$\text{O}_2=1035,2 \text{ кг/ч}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4=24,4 \text{ кг/ч}$$

Окончательное количество кислоты составляет:

$$m(\text{H}_2\text{SO}_4)=4066,2-22,4=4041,8 \text{ кг/ч}$$

3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОИЗВОДСТВА ШАМОТНЫХ ИЗДЕЛИЙ

Необходимо рассчитать материальный баланс производства шамотных изделий при условии выпуска 120 тыс. т в год. На основе данных расчетов определить выбросы из печи сушки глины, и печи обжига глины на шамот.

Технологические нормативы производства, масс. %:

- Влажность глины, которая поступает на склад - 22,0%;
- Потери при прокаливании глины, которая предназначена:

1) для обжига на шамот - 13,05%;

2) для связи - 11,91%;

- влажность глины после сушильного барабана - 8,0%;

- безвозвратные потери глины в виде пыли:

1) во время сушки в барабане - 0,5%;

2) при обжига на шамот - 1,0%;

3) при транспортировке глины и шамота - 0,1%;

- влажность массы для прессования - 8,0%;

- потери массы при прессовании - 0,2%;

- влажность изделий после сушки - 2,0%;

- брак изделий:

1) после прессования - 0,0%;

2) сушки - 0,5%;

3) обжига - 1,5%;

- потери глины и шамота:

1) при рассева - 0,1%;

2) при помола - 0,1%;

3) при дроблении - 0,1%;

4) при хранении на складе - 1,0%;

5) во время разгрузки сырья - 0,5%.

Примечание: брак изделий при обжиге и сушке полностью возвращается к производству.

На рисунке 4.1 приведена технологическая схема производства.

Далее выполняют расчет материального баланса последовательно по стадиям технологической схемы, начиная с последней стадии процесса и далее - в обратном направлении.

В этом примере расчета не учтены потери на складе готовой продукции при складировании и отгрузке потребителю, которые в среднем составляют от 0,01 до 0,1%.

С печей должно выйти изделий с учетом брака обжига

$$\frac{120000 \cdot 100}{100 - 1,5} = 121827,41 \text{ (т/год)}$$

Количество брака составит 1827,41 т/год.

В печь надо загрузить изделий в натуральной массе более чем 121827,41 т на величину п.п.п. глины-связи и на влажность сырца перед садкой.

Потери при прокаливании изделий зависят от содержания в них глины в абсолютно сухой массе. Величину п.п.п. обычно берут из таблицы, куда сводят расчет шихты. В данном случае п.п.п. составляют 3,57%.



Рисунок 4.1 - Технологическая схема производства шамотных изделий

Учитывая потери при прокаливании, в печь должно поступить сырца в абсолютно сухой массе

$$\frac{121827,41 \cdot 100}{100 - 3,57} = 126337,66 \text{ (т/год) ,}$$

в натуральной массе с влажностью 2 %

$$\frac{126337,66 \cdot 100}{100 - 2} = 128915,98 \text{ (т/год) ,}$$

потери при прокаливании составляют

$$126337,66 - 121827,41 = 4510,25 \text{ (т/год)},$$

окончательная влага, которая удаляется при обжига изделий в печи, составляет

$$128915,98 - 126337,66 = 2578,32 \text{ (т/год)}.$$

Из сушилок с учетом брака сушки должно выйти

$$\frac{128915,98 \cdot 100}{100 - 0,5} = 129563,80 \text{ (т/год)},$$

количество брака сушки - 647,82 т/год.

Учитывая, что из сушилок сырец выходит с влажностью 2%, а поступает с влажностью 8%, на стадию сушки должно поступить

$$\frac{129563,80 \cdot (100 - 2)}{100 - 8} = 138013,61 \text{ (т/год)}.$$

Количество влаги, которая выделяется в сушилках, составит

$$138013,61 - 129563,80 = 8449,81 \text{ (т/год)}.$$

Сырца должно быть сформовано 138013,61 т/год. Учитывая потери во время прессования, в смеситель должно поступить

$$\frac{138013,61 \cdot 100}{100 - 0,2} = 138290,19 \text{ (т/год)}.$$

Потери во время прессования составят

$$138290,19 - 138013,61 = 276,58 \text{ (т/год)}.$$

Количество массы, поступающей на смешивание (с влажностью 8%), составляет 138290,19 т/год. Для увлажнения массы требуется воды

$$\frac{138290,19 \cdot (8,0 - 2,4)}{100 - 2,4} = 7934,68 \text{ (т/год)},$$

где 2,4 - влажность шихты (шихта содержит 30% глины с влажностью 8,0%).

Количество шихты, которую необходимо увлажнить до 8%, составляет

$$\frac{138290,19 \cdot (100 - 8)}{100 - 2,4} = 130355,51 \text{ (т/год)}.$$

Количество глины в шихте составляет

$$130355,51 \cdot 0,30 = 39106,65 \text{ (т/год)},$$

шамота -

$$130355,51 \cdot 0,70 = 91248,86 \text{ (т/год)}.$$

Выполняем расчет по линии глины.

Нужное количество глины составляет 39106,65 т/год. Учитывая потери при транспортировке и отсева, требуется глины

$$\frac{39106,65 \cdot 100}{100 - 0,2} = 39185,02 \text{ (т/год)}.$$

Потери глины во время транспортировки и отсева составят

$$39185,02 - 39106,65 = 78,37 \text{ (т/год)}.$$

Учитывая потери при помоле и транспортировке, нужное количество глины составляет

$$\frac{39185,02 \cdot 100}{100 - 0,2} = 39263,55 \text{ (т/год)}.$$

Потери во время помола и транспортировки составляют

$$39263,55 - 39185,02 = 78,53 \text{ (т/год)}.$$

Из сушильного барабана должно выйти 39263,55 т/год. Учитывая, что в сушильный барабан поступает глина с влажностью 22 %, а значит с влажностью 8 %, на сушку надо подать

$$\frac{39263,55 \cdot (100 - 8)}{100 - 22} = 46310,85 \text{ (т/год)},$$

с учетом безвозвратного пылевыведения

$$\frac{46310,85 \cdot 100}{100 - 0,5} = 46543,57 \text{ (т/год)},$$

таким образом, пылевыведения из сушильного барабана составит

$$46543,57 - 46310,85 = 232,72 \text{ (т/год)},$$

а количество влаги, выделенное при сушке глины –

$$46310,85 - 39363,55 = 6947,30 \text{ (т/год)}.$$

Учитывая потери при грубом дроблении глины, на глиноостругач необходимо подать

$$\frac{46310,55 \cdot 100}{100 - 0,1} = 46356,91 \text{ (т/год)}.$$

Потери во время грубого дробления глины составят

$$46356,91 - 46310,55 = 46,36 \text{ (т/год)}.$$

С учетом потерь глины на складе сырья и при разгрузке на завод необходимо доставить

$$\frac{46356,91 \cdot 100}{100 - 1,5} = 47062,85 \text{ (т/год)}.$$

Потери глины на складе сырья составят

$$47062,85 - 46356,91 = 705,94 \text{ (т/год)}.$$

Далее выполняем расчет по линии шамота.

Нужное количество шамота составляет 91248,86 т/год. Учитывая потери при расसेве и транспортировке, шамота требуется

$$\frac{91248,86 \cdot 100}{100 - 0,2} = 91431,72 \text{ (т/год)}.$$

Потери во время рассева и транспортировки составят

$$91431,72 - 91248,86 = 182,86 \text{ (т/год)}.$$

С учетом потерь при помоле и транспортировке, с вращающейся печи должно получиться

$$\frac{91431,72 \cdot 100}{100 - 0,2} = 91614,95 \text{ (т/год)}.$$

Потери во время помола и транспортировки составят

$$91614,95 - 91431,72 = 183,23 \text{ (т/год)}.$$

Поскольку брак сушки и обжига возвращается в производство, шамота требуется

$$91614,95 - (1827,41 + 647,82) = 89139,72 \text{ (т/год)},$$

где $(1827,41 + 647,82)$ - суммарное количество брака сушки и обжига.

Во вращающуюся печь необходимо подать глины с учетом п.п.п. глины

$$\frac{89139,72 \cdot 100}{100 - 13,05} = 102518,37 \text{ (т/год)},$$

с учетом влажности глины 22 %

$$\frac{102518,37 \cdot 100}{100 - 22} = 131433,81 \text{ (т/год)},$$

с учетом пылевыведения

$$\frac{131433,81 \cdot 100}{100 - 1} = 132761,42 \text{ (т/год)}.$$

Потери при прокаливании составят

$$102518,37 - 89139,72 = 13378,65 \text{ (т/год)},$$

во время обжига шамота в вращающейся печи удаляется влаги

$$131433,81 - 102518,37 = 28915,44 \text{ (т/год)},$$

пылеунос с вращающейся печи –

$$132761,42 - 131433,81 = 1327,61 \text{ (т/год)}.$$

Учитывая расходы глины во время грубого дробления, на глиностругач

подают

$$\frac{132761,42 \cdot 100}{100 - 0,1} = 132894,31 \text{ (т/год),}$$

потери при грубом дроблении глины составят

$$132894,31 - 132761,42 = 132,89 \text{ (т/год).}$$

С учетом потерь глины на складе сырья и при разгрузке на завод надо доставить глины для получения шамота

$$\frac{132894,31 \cdot 100}{100 - 1,5} = 134918,08 \text{ (т/год),}$$

расходы глины на складе составит

$$134918,08 - 132894,31 = 2023,77 \text{ (т/год).}$$

Общее количество глины, которую необходимо поставить на завод:

$$134918,08 + 47062,85 = 181980,93 \text{ (т/год).}$$

Составляем таблицу материального баланса, к которой вносим результаты расчета (таблица 3.1).

Расходы глины на 1 т готовой продукции составляет

$$181980,93 : 120000,00 = 1,52 \text{ (т).}$$

Таблица 3.1 - Материальный баланс производства

Приход	т/год	Расход	т/год
Глина, в т.ч.: - на шамот - на связку	181980,93	Готовая продукция	120000,00
	134918,08	Потери при прокаливании изделий	4510,25
	47062,85	Окончательная влага, удалена во время обжига	2578,32
Вода	7934,68	Влага, удалена во время сушки изделий	8449,81
		Потери во время прессования массы	276,58
		Потери глины во время рассева	78,37
		Потери глины во время помола	78,53
		Потери глины при пылеуносе	232,72
		Влага, удалена в сушильном барабане	6947,30
		Потери во время дробления глины	46,30
		Потери глины-связи на складе	705,94
		Потери шамота при рассева	182,86
		Потери шамота при помоле	183,23
		Потери при прокаливании шамота	13378,65
		Потери шамота при пылеуносе	1327,61
		Потери шамота при дроблении	132,89
		Потери глины (на шамот) на складе	2023,77
		Влага, удалена во время обжига шамота	28915,44
Итого	189915,61	Итого	190048,57

Рассчитываем пылеунос при сушке глины на связку.

Рассчитаем часовую производительность сушилки.

Для получения заданной годовой производительности агрегата - 120 000 тонн, на сушку необходимо подавать 46543,57 т глины. Тогда часовая производительность сушилки составит

$$N = \frac{46543,57}{8640 - 360} = 0,562 \text{ т/ч} = 562 \text{ кг/ч}$$

где время простоя на ремонт - 15 дней (360 часов).

Для сушилок горизонтальных барабанных производительностью до 1,5 т/ч пылеунос составит 3,0 г/кг перерабатываемого материала.

Таким образом, пылевынос равен

$$3,0 * 562 = 166 \text{ г/ч или} \\ 0,046 \text{ г/с или} \\ 166 * (8640 - 360) = 1374480 \text{ г/год} = 1,37 \text{ т/год}$$

Рассчитываем пылеунос при обжиге глины на шамот.

Рассчитаем часовую производительность печи обжига.

Для получения заданной годовой производительности агрегата - 120 000 тонн, на обжиг необходимо подавать 132761,42 т глины. Тогда часовая производительность печи составит

$$N = \frac{132761,42}{8640 - 360} = 16,0 \text{ т/ч} = 16000 \text{ кг/ч}$$

где время простоя на ремонт - 15 дней (360 часов).

Для печей горизонтальных барабанных производительностью до 1,5 т/ч пылеунос принимаем равным 120,0 кг/т перерабатываемого материала.

Таким образом, пылевынос равен

$$\begin{aligned} 120,0 * 16 &= 1920 \text{ кг/ч или} \\ &0,53 \text{ кг/с или} \\ 1920 * (8640 - 360) &= 15897600 \text{ кг/год} = 15897,6 \text{ т/год} \end{aligned}$$

4. КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ РУКАВНОГО ФИЛЬТРА ДЛЯ УСТАНОВКИ В ЭЛЕКТРОСТАЛЕПЛАВИЛЬНОМ ЦЕХЕ

Провести конструктивный расчет рукавного фильтра для установки в электросталеплавильном цехе ЗАО «Истил-ДМЗ».

Расчет рукавного фильтра проводим в соответствии методикам [15 - 17]. Находим количество пылегазовоздушной смеси, поступающей в фильтр при рабочих условиях по формуле:

$$V^{BX} = V^{BX} (T_0 + t) / T_0$$

где V^{BX} - объем пылегазовоздушной смеси на входе в рукавный фильтр при нормальных условиях, м³ /ч.

$$V^{BX} = 1096574 \cdot (273 + 120) / 273 = 1578584$$

Необходимую фильтрующую поверхность аппарата F_{ϕ} определим по выражению:

$$F_{\phi} = V^{BX} / (60g_{\phi})$$

где g_{ϕ} – удельная газовая нагрузка при фильтровании, М (г/мин).

Удельная газовая нагрузка на фильтровальную ткань рукавных фильтров в условиях металлургического производства обычно не превышает 0,5 - 1 м³/(м² *мин). Однако фирмой "Даниель" предложена ткань с удельной газовой нагрузкой равной 2,09 м³/(м² *мин). Для расчета принимаем данную величину.

тогда

$$F_{\phi} = 1578584 / 60 \cdot 2,09 = 12588 \text{ м}^2.$$

Рукавные фильтры преимущественно имеют рукава диаметром 100 – 300 мм, длина 2,5 – 10 м. Если взять рукав размером: $d = 160$ мм, длина – 7000 мм, то фильтрующая поверхность рукава равна: $F_{рук} = 3,5 \text{ м}^2$.

Тогда количество рукавов в рукавных фильтрах равно:

$$N = F_{\phi} / F_{рук}$$
$$N = 12600 / 3,5 = 3600 \text{ шт}$$

Для данной установки пылегазоочистки выбранный фильтр с площадью фильтрующей поверхности 12600 м² компании «Danieli». Краткая характеристика фильтра:

- диаметр рукава - 160мм;
- длина рукава - 7000мм;
- количество отсеков - 30;
- количество рукавов на каждый отсек - 120;
- общее количество рукавов - 3600;
- ткань фильтра - термоваленый войлок на полигетровой основе.

РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. Родионов, А.И. Техника защиты окружающей среды / А.И. Родионов, В.Н. Клушин, Н.С. Торочешников. Учебник для вузов. - 2-е изд., переработ. и доп. - М. : Химия, 1989.- 512 с.
2. Справочник азотчика. – М., Химия, 1987. – 464 с.
3. Атрощенко, В.И. Технология азотной кислоты / В.И. Атрощенко, С.И. Каргин. – М. : Химия, 1970. – 496 с.
4. Производство азотной кислоты в агрегатах большой единичной мощности / Под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1985. – 400 с.
5. Технология аммиачной селитры / Под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1978. – 312 с.
6. Иванов, М.Е. Производство аммиачной селитры в агрегатах большой единичной мощности / М.Е. Иванов, В.М. Олевский, Н.Н.Поляков. – М. : Химия, 1990. – 288 с.
7. Минович, М.А. Производство аммиачной селитры. – М.: Химия, 1968.-212 с.
8. Гребенюк, О.Ф. Улавливание химических продуктов коксования / О.Ф. Гребенюк, В.И. Коробчанский, Г.А. Власов. – Донецк: Восточный издательский дом, 2002. – 228 с.
9. Литвиненко, М.С. Очистка коксового газа от сероводорода (вакуум-карбонатный метод). – Харьков: «Металлургия» 1959. – 307 с.
10. Коробчанский, И.Е. Расчёты аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования / И.Е. Коробчанский, М.Д. Кузнецов. - М.: «Металлургия», 1972 г. – 238 с.
11. Химическая технология керамики и огнеупоров / Под ред. П.П. Будникова. – М.: Стройиздат, 1972. – 552 с.
12. Мороз, И.И. Справочник по фарфоро-фаянсовой промышленности / И.И. Мороз, М.С. Комская, Л.Л. Олейникова. – Т. 2. – М.: Легкая индустрия, 1980. – 352 с.
13. Стрелов, К.К. Теоретические основы технологии огнеупорных материалов. - М.: Metallurgy, 1985. – 480 с.
14. Балабеков, О.С. Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты / О.С. Балабеков, Л.Ш. Балтабаев. - М. : Химия, 1991.- 256 с.
15. Юдашкин, М.Я. Пылеулавливание и очистка газов в чёрной металлургии / М.Я. Юдашкин. - М. : Metallurgy, 1984. - 320 с.
16. Старк, С.Б. Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве / С.Б. Старк. - М.: Metallurgy, 1990. - 400 с.
17. Теверовский, Б.З. Очистка промышленных газов в чёрной металлургии: Справочное пособие / Б.З. Теверовский. - К.: Наука, 1993. – 151 с.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
к выполнению практических работ
по дисциплине вариативной части профессионального цикла
«ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РАСЧЁТОВ»

Направление подготовки – 05.03.06 «Экология и природопользование»
Профиль – «Экологическая безопасность»

Составители:
Горбатко С.В., к.т.н.