

Охрана окружающей среды и природопользование

**НАИЛУЧШИЕ ДОСТУПНЫЕ ТЕХНИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ДЛЯ
ОЧИСТКИ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ
ХИМИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ, КОКСА И ПРОДУКТОВ
НЕФТЕПЕРЕРАБОТКИ**

Ахова навакольнага асяроддзя і прыродакарыстанне

**НАЙЛЕПШЫЯ ДАСТУПНЫЯ ТЭХНІЧНЫЯ МЕТАДЫ ДЛЯ
АЧЫСТКІ АДЫХОДЗЯЧЫХ ГАЗАЎ ПРЫ ВЫТВОРЧАСЦІ
ХІМІЧНЫХ ПРАДУКТАЎ, КОКСУ І ПРАДУКТАЎ
НАФТАПЕРАПРАЦОЎКІ**

*Настоящий проект технического кодекса установившейся практики
не подлежит применению до его утверждения*



Министерство природных ресурсов
и охраны окружающей среды
Республики Беларусь

Минск

Ключевые слова: отходящие газы, очистка, наилучшие доступные технические методы, выбросы, окружающая среда, производственные наблюдения, фильтр

Предисловие

Цели, основные принципы, положения по государственному регулированию и управлению в области технического нормирования и стандартизации установлены Законом Республики Беларусь «О техническом нормировании и стандартизации».

Цели, основные принципы, положения по государственному регулированию и управлению техническим нормированием и стандартизацией в области охраны окружающей среды установлены Законом Республики Беларусь «Об охране окружающей среды».

1 РАЗРАБОТАН открытым акционерным обществом «Гродненский научно-исследовательский и проектный институт азотной промышленности и продуктов органического синтеза»

ВНЕСЕН Белорусским государственным концерном по нефти и химии

2 УТВЕРЖДЕН И ВВЕДЕН В ДЕЙСТВИЕ постановлением Министерства природных ресурсов и охраны окружающей среды Республики Беларусь от 01 декабря 2020 г. № 11-Т

3 ВВЕДЕН ВПЕРВЫЕ

Настоящий технический кодекс установившейся практики не может быть воспроизведен, тиражирован и распространен в качестве официального издания без разрешения Министерства природных ресурсов и охраны окружающей среды Республики Беларусь

Содержание

1	Область применения.....	1
2	Термины и определения.....	1
3	Обозначение и сокращения.....	2
4	Общие положения.....	2
5	Технологические и организационно-технические способы для систем очистки отходящих газов.....	4
6	Производственные наблюдения в области охраны окружающей среды, рационального использования природных ресурсов.....	11
7	Производство аммиака из природного газа.....	13
8	Производство серной кислоты.....	17
9	Производство азотной кислоты.....	21
10	Производство фосфорной кислоты.....	27
11	Производство СА.....	30
12	Производство КАС.....	33
13	Производство NP- и NPK-удобрений.....	35
14	Производство карбамида.....	39
15	Производство фтористого алюминия.....	43
16	Производство сульфата натрия безводного.....	45
17	Производство аэросила.....	47
18	Производство криолита.....	48
19	Производство АЦГ.....	50
20	Производство НАК.....	52
21	Производство МА.....	54
22	Переработка нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов.....	56
23	Вакуумная перегонка прямогонного мазута с получением прямогонного вакуумного газойля, вакуумного дизельного топлива и гидро-на.....	62
24	Производство дорожных, строительных и кровельных битумов.....	63
25	Переработка тяжелых нефтяных фракций методом каталитического гидрокрекинга с получением дизельного топлива, керосина, бензина, сжиженного газа и гидрооблагороженного остатка и замедленное коксование тяжелых остатков переработки нефти.....	66
26	Переработка тяжелых нефтяных остатков методом каталитического гидрокрекинга с получением стабильного дизельного топлива, стабильного бензина, смесового вакуумного газойля и малосернистого топливного мазута.....	75
	Библиография.....	80

ТКП 17.02-18-2020 (33140)

ТЕХНИЧЕСКИЙ КОДЕКС УСТАНОВИВШЕЙСЯ ПРАКТИКИ

**Охрана окружающей среды и природопользование.
НАИЛУЧШИЕ ДОСТУПНЫЕ ТЕХНИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ ДЛЯ ОЧИСТКИ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ
ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ ХИМИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ, КОКСА И ПРОДУКТОВ
НЕФТЕПЕРЕРАБОТКИ**

**Ахова навакольнага асяроддзя і прыродакарыстанне.
НАЙЛЕПШЫЯ ДАСТУПНЫЯ ТЭХНІЧНЫЯ МЕТАДЫ ДЛЯ АЧЫСТКІ АДЫХОДЗЯЧЫХ ГАЗАЎ
ПРЫ ВЫТВОРЧАСЦІ ХІМІЧНЫХ ПРАДУКТАЎ, КОКСУ І ПРАДУКТАЎ
НАФТАПЕРАПРАЦОЎКІ**

Environmental protection and nature management.
**BEST AVAILABLE TECHNIQUES FOR WASTE GAS TREATMENT IN THE PRODUCTION OF
CHEMICAL PRODUCTS, COKE AND PETROCHEMICAL PRODUCTS**

Дата введения 2021-03-01

1 Область применения

Настоящий технический кодекс установившейся практики (далее – технический кодекс) устанавливает наилучшие доступные технические методы для очистки отходящих газов от стационарных источников выбросов, образующихся при технологических процессах следующих производств химических продуктов, кокса и продуктов нефтепереработки:

- производство аммиака из природного газа;
- производство серной кислоты;
- производство азотной и слабой азотной кислот;
- производство фосфорной кислоты;
- производство сульфата аммония;
- производство удобрений жидких азотных;
- производство азотно-фосфорных и азотно-фосфорно-калийных удобрений;
- производство карбамида;
- производство алюминия фтористого;
- производство сульфита натрия;
- производство аэросила;
- производство криолита;
- производство ацетонциангидрина;
- производство нитрила акриловой кислоты;
- производство метилового эфира акриловой кислоты;
- переработка нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов;
- вакуумная перегонка прямогонного мазута с получением прямогонного вакуумного газойля, вакуумного дизельного топлива и гудрона;
- производство дорожных, строительных и кровельных битумов;
- производство дизельного топлива, керосина, бензина, сжиженного газа и гидрооблагороженного остатка путем переработки тяжелых нефтяных фракций методом каталитического гидрокрекинга;
- производство стабильного дизельного топлива, стабильного бензина, смесового вакуумного газойля и малосернистого топливного мазута путем переработки тяжелых нефтяных остатков методом каталитического гидрокрекинга;
- производство кокса, легкого и тяжелого газойля коксования, топливного и сжиженного сернистого нефтяного газа, стабилизированных бензинов методом замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти.

Требования настоящего технического кодекса применяются при проектировании, строительстве, эксплуатации, модернизации и реконструкции производств химических продуктов, кокса и продуктов нефтепереработки нефтехимического комплекса.

2 Термины и определения

В настоящем техническом кодексе применяют термины, установленные в [1], а также следующие термины с соответствующими определениями:

2.1 модуль криолита: Отношение числа молекул NaF к числу молекул AlF_3 .

2.2 наилучшие доступные технические методы для очистки отходящих газов: Технические методы, технологические и организационно-технические способы и системы обработки (обращения) отходящих газов от стационарных источников выбросов, обеспечивающие уменьшение и (или) предотвращение поступления загрязняющих веществ в атмосферный воздух, по сравнению с применяемыми и являющиеся наиболее эффективными для обеспечения нормативов качества окружающей среды, нормативов предельно допустимого воздействия на окружающую среду при условии экономической и технической возможности их применения;

2.3 отходящие газы: Газы, образующиеся в результате технологических процессов, покидающие технические устройства.

3 Обозначения и сокращения

АКТ – абсорбер с кольцевой тарелкой;
 АПС – абсорбер пенный скоростной;
 АЦГ – ацетонциангидрин;
 ББ УПБ – битумный блок установки получения битумов;
 ББФ – бутан-бутиленовая фракция;
 БВБК – блок выделения бензольного концентрата;
 ВБ УПБ – вакуумный блок установки получения битумов;
 ВСГ – вентиляционные системы газоочистки;
 КАС – удобрения жидкие азотные;
 КУА – комбинированная установка алкилирования;
 КУКК – комбинированная установка каталитического крекинга;
 КУПМ – комбинированная установка переработки мазута;
 КУПВКБ – комбинированная установка производства высокооктановых компонентов бензинов;
 МА – метилакрилат (акриловой кислоты метиловый эфир);
 МЭА – моноэтаноламин;
 МТБЭ – метил-трет-бутиловый эфир;
 НАК – нитрил акриловой кислоты (акрилонитрил);
 НДТМ – наилучшие доступные технические методы;
 ПБФ – пропан-бутановая фракция;
 ППФ – пропан-пропиленовая фракция;
 СА – сульфат аммония;
 ТАМЭ – трет-амил-метиловый эфир;
 УВДМ – установка вакуумной дистилляции мазута;
 УВПМ – установка вакуумной перегонки мазута;
 УГВГ – установка гидроконверсии вакуумного газойля;
 УГДТ – установка гидроочистки дизельного топлива;
 УГОБКК – установка гидрообессеривания бензина каталитического крекинга;
 УЗК – установка замедленного коксования;
 УИ – установка изомеризации;
 УЛГК – установка легкого гидрокрекинга;
 УЭДБ – установка экстрактивной дистилляции бензола;
 НР-удобрения – азотно-фосфорные удобрения;
 НРК-удобрения – азотно-фосфорно-калийные удобрения.

4 Общие положения

4.1 Отходящие газы при производстве химических продуктов, кокса и продуктов нефтепереработки являются источниками загрязнений окружающей среды.

4.2 Обращение с газовыми выбросами является одним из видов деятельности организаций, неотрывно связанной с производством продукции и охраной окружающей среды.

4.3 Каждый технологический процесс производства определенного вида продукции имеет свой характерный состав отходящих газов. Наиболее часто встречающимися загрязняющими веществами, поступающими в атмосферный воздух при производстве химических продуктов, кокса и продуктов нефтепереработки являются: азот (IV) оксид (азота диоксид), азот (II) оксид (азота оксид), углерод оксид, сера диоксид, различные углеводороды и твердые частицы.

4.4 Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух, характерные для технологических процессов, относящихся к области применения данного технического кодекса, приведены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Характерные выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве химических продуктов, кокса и продуктов нефтепереработки

Технологический процесс	Основные загрязняющие вещества, поступающие в атмосферный воздух
Производство аммиака	Азота оксиды, углерод оксид
Производство азотной кислоты	Азота оксиды, аммиак
Производство карбамида	Аммиак, мочевины (карбамид)
Производство КАС	Аммиак
Производство NP- и NPK-удобрений	Аммиак, твердые частицы, фтористые газообразные соединения
Производство СА	Аммиак, диаммоний сульфат, метанол, МА
Производство серной кислоты	Сера диоксид, туман и брызги серной кислоты, азота оксид, азота диоксид
Производство алюминия фтористого	Твердые частицы, фтористые газообразные соединения
Производство фосфорной кислоты	Фтористые газообразные соединения
Производство сульфата натрия безводного	Сера диоксид, твердые частицы
Производство аэросила	Твердые частицы, фтористые газообразные соединения
Производство криолита	Твердые частицы, фтористые газообразные соединения
Производство АЦГ	Гидроцианид, пропан-2-он
Производство НАК	Сера диоксид, углерод оксид, пропилен, азота диоксид, НАК, ацетонитрил, гидроцианид
Производство МА	МА, диметилловый эфир, метанол, НАК
Процесс переработки нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженного газа	Сера диоксид, азота диоксид, углерод оксид
Процесс переработки тяжелых нефтяных фракций методом каталитического гидрокрекинга с получением дизельного топлива, керосина, бензина, сжиженного газа и гидрооблагороженного остатка	Сера диоксид, азота диоксид, углерод оксид, сероводород
Процесс переработки тяжелых нефтяных остатков методом каталитического гидрокрекинга с получением стабильного дизельного топлива, стабильного бензина, смешанного вакуумного газойля и малосернистого топливного мазута	Сера диоксид, азота диоксид, углерод оксид, сероводород
Процесс вакуумной перегонки прямогонного мазута с получением прямогонного вакуумного газойля, вакуумного дизельного топлива и гудрона	Сера диоксид, азота диоксид, углерод оксид
Процесс получения дорожных, строительных и кровельных битумов	Сера диоксид, азота диоксид, углерод оксид
Процесс замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти с получением кокса, легкого и тяжелого газойля коксования, топливного и сжиженного сернистого нефтяного газа, стабилизированных бензинов	Сера диоксид, азота диоксид, углерод оксид

4.5 В настоящем техническом кодексе рассматриваются способы, средства (системы) обработки (обращения) с отходящими газами, направленные на предотвращение поступления загрязняющих веществ в окружающую среду.

4.6 НДТМ для очистки отходящих газов заключаются в применении в организациях при осуществлении технологических процессов производства продукции технологических и организационно-технических методов, способов и систем обработки (обращения) с газообразными выбросами, отходящими газами, обеспечивающих уменьшение и (или) предотвращение поступления загрязняющих веществ в окружающую среду и являющихся наиболее эффективными для обеспечения нормативов качества окружающей среды при условии экономической целесообразности и технической возможности их применения.

4.7 При выборе НДТМ (или комбинации НДТМ) для снижения количества выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух конкретного производства следует использовать комплексный подход, основанный на выборе оборудования и режимов его работы с учетом качественного и количественного состава отходящих газов, специфики производства, действующей системы менеджмента организации и экономической целесообразности применения НДТМ.

5 Технологические и организационно-технические способы для систем очистки отходящих газов

5.1 Технические методы снижения содержания загрязняющих веществ в отходящих газах подразделяются на организационно-технические и технологические.

5.2 Основной задачей организационно-технических методов является разработка решений, направленных на снижение образования выбросов в атмосферный воздух и степени их загрязненности, максимальная локализация диффузных выбросов с целью достижения возможности их обработки или/и очистки.

5.3 НДТМ для мониторинга за выбросами отходящих газов в атмосферный воздух организационно-технического характера является проведение в организациях при осуществлении технологических процессов производственных наблюдений в области охраны окружающей среды, рационального природопользования согласно раздела 6 настоящего технического кодекса.

5.4 Задачами технологического характера являются регламентное операционное управление производственным процессом. К технологическим способам для систем очистки отходящих газов относятся процессно-интегрированные решения и методы на «конце трубы».

5.5 Процессно-интегрированные решения применяются для существующих и для вновь строящихся производств для уменьшения либо исключения технологических потоков, которые не могут быть использованы в данном технологическом процессе до момента их удаления. Использование процессно-интегрированных решений позволяет повысить экономическую эффективность производства.

5.6 Процессно-интегрированные решения направлены на усовершенствование технологических процессов, в результате чего уменьшается либо исключается негативное влияние на окружающую среду.

Наиболее распространенными методами таких решений являются:

- разработка новых способов синтеза;
- использование более чистых либо иных видов сырья и материалов;
- использование более чистых и эффективных видов топлива;
- оптимизация стадий процесса;
- усовершенствование методов мониторинга;
- применение более эффективных катализаторов и/или растворителей;
- рециклинг или повторное использование вспомогательных потоков (инертных газов, растворителей, отработанных катализаторов);
- использование остатков в качестве сырья для других производственных процессов;
- использование остатков в качестве источника генерации энергии.

Применимость процессно-интегрированных решений следует рассматривать с точки зрения экономической целесообразности.

5.7 Методы «на конце трубы» позволяют выделить из отходящего потока загрязняющие вещества с возможностью дальнейшего его использования в технологическом процессе либо с соблюдением нормативов допустимого воздействия на окружающую среду.

5.8 Очистка отходящих газов по методам «на конце трубы» основана на снижении либо исключении содержания в них взвешенных твердых частиц и газообразных компонентов. Как правило, очистку отходящих газов проводят в непосредственной близости от источника образования.

5.9 Классификация технологических технических методов очистки отходящих газов в зависимости от характера загрязняющих веществ, поступающих в атмосферный воздух, приведена на рисунке 5.1.

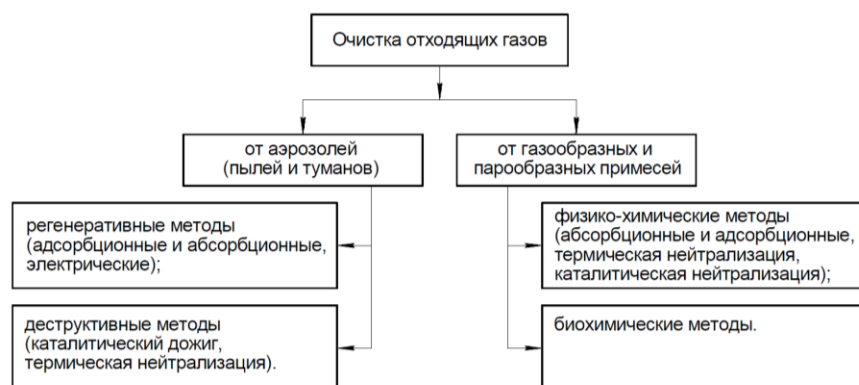


Рисунок 5.1 — Классификация технологических технических методов очистки отходящих газов

5.10 Выбор конкретного метода очистки отходящих газов зависит от следующих факторов:

- исходная концентрация загрязняющих компонентов в отходящих газах;
- требуемая степень очистки отходящих газов;
- объемы очищаемых газов и их температура;
- наличие сопутствующих газообразных примесей и твердых частиц в общем газовоздушном потоке;

- потребность во вспомогательных материалах;
- наличие площади (места) для газоочистной установки;
- простота эксплуатации и технического обслуживания газоочистной установки;
- климатические и природные ограничения;
- доступность энергоресурсов и вспомогательных веществ и материалов, необходимых для функционирования газоочистной установки;
- возможность использования, обезвреживания либо захоронения выделенных примесей;
- взрыво- и пожароопасность очищаемых газов и твердых веществ;
- экономическая целесообразность применения метода очистки.

5.11 Как правило, для наиболее эффективной очистки отходящих газов, как от газообразных продуктов, так и от твердых веществ применяются комбинации разных методов (многоступенчатые схемы очистки).

5.12 В 5.13 – 5.15 приведено общее описание средств (систем) обработки (обращения) отходящих газов.

5.13 Очистка отходящих газов от твердых частиц и туманов

5.13.1 Аппараты и устройства очистки газовоздушных потоков от твердых частиц и туманов подразделяются на группы:

- аппараты сухой механической очистки газа от твердых частиц, в которых твердые частицы отделяются под действием сил тяжести, инерции или центробежной силы;
- аппараты мокрой очистки газа от твердых частиц, в которых твердые частицы улавливаются жидкостью;
- пористые фильтры, на которых оседают мельчайшие твердые частицы;
- электрические фильтры, в которых частицы осаждаются за счет ионизации газа и содержащихся в нем твердых частиц;
- волокнистые или сетчатые туманоуловители для улавливания брызг и тумана из отходящих газов.

5.13.2 Циклоны

5.13.2.1 Циклоны представляют собой центробежные устройства очистки газовоздушных потоков от твердых частиц.

5.13.2.2 В циклонах рекомендуется улавливать твердые частицы размером более 10 мкм.

5.13.2.3 Степень очистки газа в циклоне зависит от размеров отделяемых частиц, скорости вращения газового потока, конфигурации основных элементов и соотношения геометрических размеров циклона.

5.13.2.4 Для очистки больших количеств газовоздушных потоков с твердыми частицами, как правило, вместо циклона большого диаметра применяются батарейные циклоны (мультициклоны), представляющие собой несколько циклонных элементов значительно меньшего диаметра, смонтированных в одном корпусе.

5.13.3 Аппараты мокрой очистки газа от твердых частиц

5.13.3.1 Для тонкой очистки газов от твердых частиц применяется мокрая очистка – промывка газов чистой водой либо растворами. Контактное взаимодействие между жидкостью и газовоздушной средой, содержащей твердые частицы, осуществляется в аппаратах мокрой очистки газа от твердых частиц либо на поверхности жидкой пленки, стекающей по вертикальной или наклонной плоскости (пленочные или насадочные скрубберы), либо на поверхности капель (полые скрубберы, скрубберы Вентури) или пузырьков газа, пены (барботажные (пенные) аппараты). Классификация аппаратов мокрой очистки газа от твердых частиц представлена на рисунке 5.2.

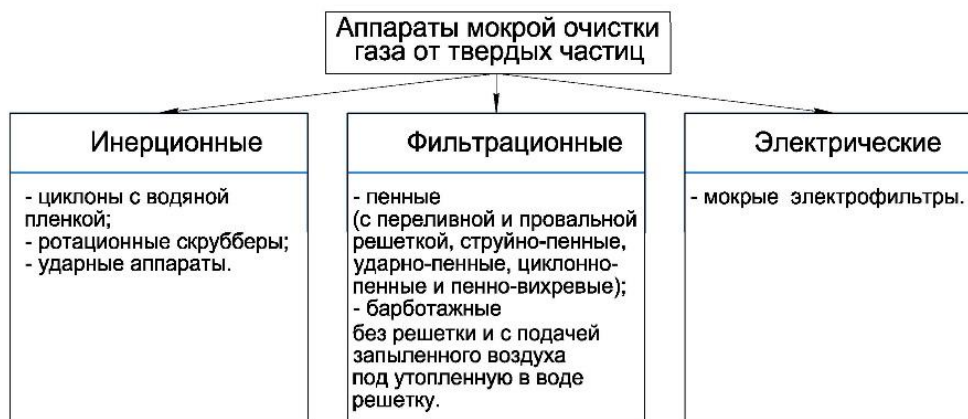


Рисунок 5.2 – Классификация аппаратов мокрой очистки газа от твердых частиц

5.13.3.2 Эффективность аппаратов мокрой очистки газов от твердых частиц в основном зависит от смачиваемости твердых частиц. При улавливании плохо смачивающихся твердых частиц в воду вводятся поверхностно-активные вещества, способствующие повышению смачиваемости.

5.13.4 Электроосаждение

5.13.4.1 Электрофильтры рекомендуется применять для улавливания твердых частиц с частицами размером более 5 мкм. Метод электроосаждения основан на ионизации молекул газа электрическим разрядом.

5.13.4.2 По конструкции электрофильтры подразделяют на трубчатые и пластинчатые.

5.13.4.3 Степень очистки газа в электрофильтре в значительной степени зависит от проводимости твердых частиц.

5.13.4.4 Для увеличения эффективности очистки могут применяться мокрые электрофильтры, в которых электроды смачиваются водой.

5.13.5 Очистка с использованием фильтрации

5.13.5.1 Очистка отходящих газов с использованием принципа фильтрации основана на перепаде давления, который возникает на пористой перегородке, задерживающей частицы твердых веществ на поверхности или в порах. Общая классификация фильтров для очистки газовых потоков, характеристики и преимущества приведены на рисунке 5.3.

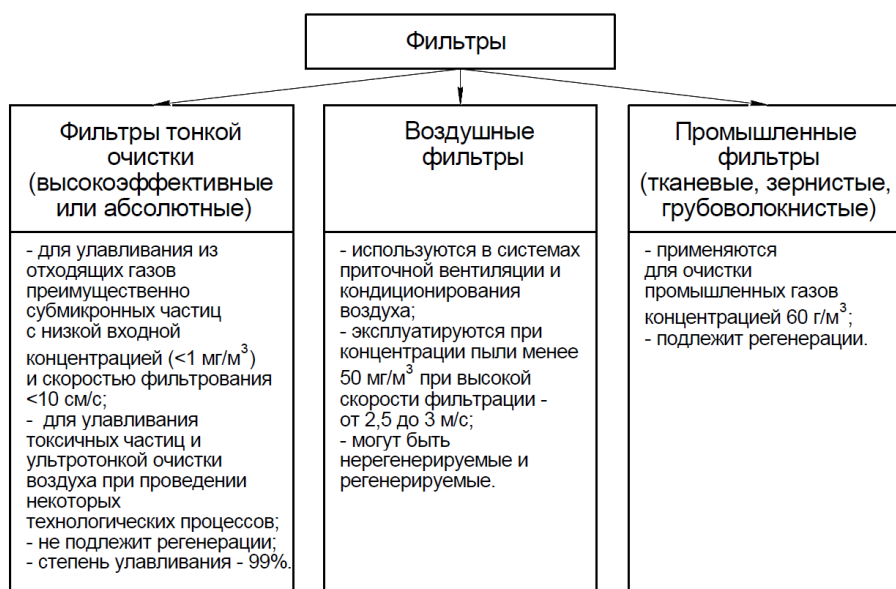


Рисунок 5.3 – Классификация фильтров

5.13.5.2 Очистка газов, содержащих взвешенные твердые частицы, посредством тканевых (рукавных) фильтров заключается в прохождении отходящих газов через пористые тканевые перегородки, пропускающие газ и задерживающие на своей поверхности твердые частицы. Выбор ткани для рукавов определяется ее механической прочностью, химической и термической стойкостью. Главным достоинством рукавных фильтров является высокая эффективность очистки.

5.13.5.3 Для очистки газов от туманов и твердых частиц применяются электрофильтры и фильтры, снабженные коррозионностойкими фильтрующими материалами.

5.13.5.4 Как правило, для очистки газов при содержании в них тонкодисперсных твердых частиц в количествах более 5 г/м^3 применяются электрофильтры, при содержании тумана и брызг менее 5 г/м^3 – фильтры с использованием фильтрующих материалов.

В качестве фильтрующего материала в фильтрах применяются сетки, тканые и нетканые фильтрующие маты, изготовленные из коррозионностойких материалов.

5.13.5.5 Для улавливания частиц размером менее 3 мкм наиболее эффективным способом очистки является применение фильтров Бринка с диффузионным (броуновским) типом улавливания тонкодисперсных частиц тумана.

Фильтрующий материал фильтра Бринка состоит из мата, изготовленного из коррозионностойкого нетканого материала, помещенного между двумя концентрическими металлическими решетками. Толщина волокон в этом нетканом фильтрующем материале составляет от 6 до 7 мкм, что обеспечивает развернутую поверхность контакта фильтрующего материала с очищаемым газом.

Эффективность сепарации мелких частиц в фильтрах Бринка достигает 99,5 %.

5.14 Физико-химические методы очистки отходящих газов от летучих соединений

5.14.1 В зависимости от характера протекания очистки отходящих газов физико-химические методы подразделяются на следующие основные группы:

- абсорбция: промывка выбросов растворителями примесей;
- хемосорбция: промывка выбросов растворами реагентов, связывающих примеси химически;
- адсорбция: поглощение газообразных примесей твердыми активными веществами;
- термическая нейтрализация отходящих газов;
- каталитическое окисление;
- ионизация;
- фотоокисление и окисление в ультрафиолетовом свете.

5.14.2 Абсорбция

5.14.2.1 Метод абсорбции основан на разделении газовой смеси на составные части посредством поглощения одного или нескольких газовых компонентов (абсорбатов) этой смеси жидким поглотителем (абсорбентом) с образованием раствора.

5.14.2.2 Для удаления из выбросов аммиака, хлористого водорода, фтористого водорода в качестве поглотительной жидкости применяется вода, так как их растворимость в воде составляет порядка 100 г на 1 кг воды. При поглощении из выбросов сера диоксида или хлора требуется более высокий расход воды, так как их растворимость составляет 0,01 г на 1 кг воды. В отдельных случаях вместо воды применяются водные растворы сернистой кислоты (для улавливания водяных паров), вязкие масла (для улавливания ароматических углеводородов из коксового газа) и др.

5.14.2.3 Контакт газового потока с жидким растворителем производится одним из следующих способов:

- пропусканием газа через насадочную колонну;
- распылением жидкости;
- барботажом газа через слой абсорбирующей жидкости.

5.14.2.4 В зависимости от способа контакта «газ – жидкость» различают следующие абсорбционные аппараты: насадочные башни (форсуночные и центробежные скрубберы), скрубберы Вентури, барботажно-пенные скрубберы, тарельчатые и другие скрубберы. Широко применяются башни с колпачковыми тарелками.

5.14.2.5 Применение абсорбционных методов, как правило, связано с использованием схем, включающих узлы абсорбции и при необходимости десорбции. Десорбцию растворенного газа (или регенерацию растворителя) проводят либо снижением общего давления (или парциального давления) примеси, либо повышением температуры, либо использованием двух приемов одновременно.

5.14.3 Хемосорбция

5.14.3.1 Метод хемосорбции основан на поглощении газов и паров твердыми или жидкими поглотителями с образованием слаболетучих химических соединений на поверхности или в растворе.

5.14.3.2 Для реализации хемосорбции используются насадочные башни, пенные и барботажные скрубберы, распылительные аппараты типа труб Вентури и аппараты с различными механическими распылителями. Также широко применяются аппараты с подвижной насадкой, достоинством которых является высокая эффективность разделения при умеренном гидравлическом сопротивлении, а также большая пропускная способность по газу.

5.14.3.3 Основными недостатками метода хемосорбции являются:

- значительное снижение температуры газов после осуществления очистки, приводящее к снижению эффективности рассеивания остаточных газов в атмосферном воздухе (для этих целей может использоваться дополнительный подогрев отходящих газов);
- громоздкость оборудования;
- необходимость создания системы жидкостного орошения.

5.14.4 Адсорбция

5.14.4.1 Метод адсорбции основан на использовании физических свойств некоторых твердых тел с ультрамикроскопической структурой селективно извлекать из газовой смеси отдельные компоненты и концентрировать их на своей поверхности. В пористых телах с капиллярной структурой поверхностное поглощение дополняется капиллярной конденсацией.

5.14.4.2 Адсорбция применяется для регулирования содержания, извлечения, рециркуляции или подготовки к последующей обработке летучих органических соединений и выбросов органических загрязняющих веществ в атмосферный воздух.

5.14.4.3 Основными направлениями использования адсорбции являются:

- извлечение летучих органических соединений для их повторного использования или циркуляции в замкнутом цикле;
- извлечение летучих органических соединений для их использования в качестве автономной системы, в качестве стадии концентрирования для повышения эффективности последующего извлечения, например, с помощью мембранной сепарации или для обработки выбросов систем газоочистки;

– очистка от загрязняющих веществ (например, летучих органических соединений, сероводорода, запахов, микропримесей газов), которые не могут быть использованы для циркуляции в замкнутом цикле или каким-либо иным образом.

5.14.4.4 К основным видам адсорбционных систем относятся:

- адсорбция с неподвижным слоем;
- адсорбция с псевдооживленным слоем;
- непрерывная адсорбция с подвижным слоем;
- адсорбция при переменном давлении.

5.14.4.5 В качестве промышленных адсорбентов, как правило, используются смешанно-пористые материалы с высокоразвитой внутренней поверхностью, имеющие искусственное или природное происхождение.

5.14.4.6 В соответствии с размером пор, преобладающим в их структуре, адсорбенты подразделяют на микропористые, переходнопористые и макропористые.

5.14.4.7 Наиболее широко применяются следующие виды адсорбентов:

– гранулированный активированный уголь (адсорбент с широким диапазоном эффективности как для полярных, так и неполярных соединений), который может быть пропитан, например, окислителями (перманганатом калия или соединениями серы) для улучшения удержания тяжелых металлов; можно использовать в сочетании с полимерами;

– цеолиты, служащие простыми молекулярными ситами, избирательными ионообменниками или гидрофобными адсорберами летучих органических соединений. Цеолиты можно использовать в сочетании с полимерами;

– макропористые полимерные частицы, используемые в виде гранул или шариков, не обладают высокой избирательностью в отношении летучих органических соединений;

– силикагель;

– натрий-силикаты алюминия.

5.14.4.8 Адсорбенты могут быть использованы последовательно: например, на первом этапе для отделения высоких концентраций летучих органических соединений применяются полимеры, а на втором этапе для отделения менее концентрированных летучих органических соединений используются цеолиты.

5.14.4.9 Выбор конструкции адсорбера определяется скоростью газовой смеси, размером частиц адсорбента, требуемой степенью очистки и др.

5.14.4.10 Конструктивно адсорберы выполняются в виде вертикальных, горизонтальных либо кольцевых емкостей, заполненных пористым адсорбентом, через который фильтруется поток очищаемого газа. Вертикальные адсорберы применяют при небольших объемах очищаемого газа; горизонтальные и кольцевые – при высокой производительности, достигающей 100 000 м³/ч.

5.14.4.11 Использование адсорбции при переменном давлении позволяет отделять газы или пары из смеси отходящих газов и одновременно регенерировать адсорбент. Процесс включает четыре этапа:

- создание давления газа, поступающего в адсорбер;
- непосредственно адсорбция при высоком давлении с образованием чистых компонентов;
- сброс давления;
- продувка при низком давлении или под вакуумом.

5.14.4.12 Фильтрация газа происходит через неподвижный (адсорберы периодического действия) либо движущийся слой адсорбента.

5.14.4.13 Наиболее широко применяются адсорберы периодического действия, в которых период контактирования очищаемого газа с твердым адсорбентом чередуется с периодом регенерации адсорбента. Данные установки отличаются конструктивной простотой, но имеют низкие допускаемые скорости газового потока и, как следствие, повышенную металлоемкость и громоздкость. Основным недостатком данных аппаратов являются большие энергетические затраты, связанные с преодолением гидравлического сопротивления слоя адсорбента.

5.14.4.14 Цикличность адсорбционных процессов предопределяет необходимость периодической регенерации насыщенных целевыми компонентами поглотителей. Основной операцией восстановления сорбционной способности адсорбентов является десорбция, так как для ее проведения требуется от 40 % до 70 % общих затрат на адсорбционную газоочистку. Десорбция проводится с использованием повышения температуры, вытеснения адсорбата с большей сорбирующей способностью, снижения давления (в том числе создание вакуума) или комбинацией указанных способов. Возможность эффективного осуществления десорбции и концентрирования загрязняющих веществ с последующим обезвреживанием этих загрязняющих веществ в ряде случаев определяет целесообразность выбора адсорбции как метода очистки отходящих газов.

5.14.4.15 Различают следующие виды десорбции: термическую холодную (или вытеснительную), посредством снижения давления, посредством перепада давления и вакуумную десорбцию.

5.14.4.16 Термическая десорбция проводится нагреванием насыщенного адсорбента до определенной температуры, обеспечивающей необходимую интенсивность процесса, прямым контактом с потоком водяного пара, горячего воздуха либо инертного газа, либо нагревом через стенку с подачей и в аппарат некоторого количества отдувочного агента (инертного газа). Использование температурного интервала от

100 °С до 200 °С, как правило, обеспечивает возможность десорбции компонентов, поглощенных активными углями, силикагелями и алюмогелями. Использование температурного интервала от 200 °С до 400 °С, как правило, является достаточным для десорбции примесей, поглощенных цеолитами.

5.14.4.17 Холодная десорбция основывается на различии сорбируемости целевого компонента и вещества, используемого в качестве десорбента (вытеснителя). Для десорбции поглощенных адсорбентом органических веществ могут быть использованы диоксид углерода, аммиак, вода, некоторые органические и другие вещества.

5.14.4.18 Десорбция посредством снижения давления реализуется двумя способами: редуцированием давления в системе после насыщения поглотителя на стадии адсорбции под избыточным давлением, либо созданием в системе разрежения при осуществлении стадии адсорбции под нормальным давлением.

5.14.4.19 Вакуумная десорбция используется в ограниченных масштабах ввиду значительных энергозатрат и необходимости обеспечения герметичности соответствующих установок.

5.14.4.20 Десорбция, базирующаяся на перепаде давления между стадиями адсорбции и десорбции, используется в установках короткоциклового безнагревной адсорбции, в целях осушки воздуха и других газов, являющейся в ряде случаев необходимой ступенью, предшествующей очистке газов от загрязняющих примесей.

5.14.5 Термическая нейтрализация

5.14.5.1 Метод термической нейтрализации основан на способности горючих токсичных компонентов (газов, паров и дурнопахнущих веществ) окисляться при наличии свободного кислорода и высокой температуры газовой смеси до менее токсичных веществ.

5.14.5.2 Термическая нейтрализация используется только для обработки отходящих газов, которые содержат загрязняющие вещества органического происхождения.

5.14.5.3 Различают три схемы термической нейтрализации газовых выбросов:

– прямое (непосредственное) сжигание в пламени: осуществляется при температурах от 600 °С до 800 °С;

– термическое окисление: осуществляется при температурах от 600 °С до 800 °С;

– каталитическое сжигание: осуществляется при температуре от 250 °С до 450 °С.

Выбор схемы термической нейтрализации определяется химическим составом загрязняющих веществ, их концентрацией, начальной температурой отходящих газов, объемным расходом и предельно допустимыми нормами выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух.

5.14.5.4 Прямое сжигание используется только в тех случаях, когда отходящие газы имеют теплоту сгорания, необходимую для осуществления реакции с минимальным расходом топлива. Данные системы обеспечивают степень очистки от 90 % до 99 %, при условии времени пребывания загрязняющих веществ в высокотемпературной зоне более 0,5 с, температуры обезвреживания газов, содержащих углеводороды, выше интервала от 500 °С до 650 °С, а содержащих оксид углерода — от 660 °С до 750 °С.

5.14.5.5 Термическое окисление применяется, когда температура отходящих газов высокая, но в них отсутствует достаточное количество кислорода, либо когда концентрация горючих примесей низкая и они не обеспечивают подвод теплоты, необходимой для поддержания пламени. При температуре отходящих газов, достаточной для самовоспламенения газовой смеси, процесс дожигания происходит в камере с подмешиванием свежего воздуха.

5.14.5.6 Факельное сжигание представляет собой высокотемпературное окисление, используемое для сжигания горючих компонентов отходящих газов в открытом пламени и применяемое преимущественно для сжигания горючих газов.

Факельное сжигание является НДТМ для очистки отходящих газов после следующих процессов:

- пуск, наладка и технологическая остановка;
- продувка трубопроводов и оборудования;
- аварийный сброс при освобождении технологических блоков;
- срабатывание предохранительных клапанов;
- технологические сдувки.

5.14.6 Каталитическое окисление

5.14.6.1 Каталитическое окисление применяется для превращения токсичных компонентов отходящих газов в безвредные либо менее вредные для окружающей среды вещества, за счет введения в систему дополнительных веществ-катализаторов, которые позволяют выполнить процесс при более низких температурах.

5.14.6.2 Каталитическое окисление целесообразно применять для очистки небольших объемов отходящих газов, характеризующихся незначительными различиями в типе и концентрации летучих органических соединений, при условии отсутствия веществ, отрицательно воздействующих на катализатор, или иных загрязняющих веществ аналогичного действия. При каталитическом окислении также удаляются оксид углерода и до некоторой степени сажа.

5.14.6.3 Каталитическое окисление основано на взаимодействии удаляемых веществ с одним из компонентов, присутствующих в очищаемом газе, или со специально добавляемым в смесь веществом. Ката-

лизатор, взаимодействуя с одним из реагирующих соединений, образует промежуточное вещество, которое распадается с образованием продукта регенерированного катализатора.

5.14.6.4 Принцип действия каталитических окислителей аналогичен принципу действия высокотемпературных окислителей. Основное отличие заключается в прохождении газа через слой катализатора после прохождения через зону пламени. Катализатор позволяет увеличить скорость реакции окисления и проводить преобразования при более низких температурах реакции.

5.14.6.5 Каталитическое окисление характеризуется быстрым временем протекания процесса, что позволяет резко сократить габариты реактора.

5.14.6.6 По сравнению с термическим окислением каталитическое окисление проходит при более низких температурах.

5.14.6.7 Основным критерием выбора катализатора является его долговечность и активность.

5.14.6.8 Как правило, в качестве катализаторов применяются металлы (платина, палладий и др.) или их соединения (оксиды меди, марганца и т. п.). Катализаторная масса в большинстве случаев выполняется из шаров, колец, пластин или проволоки, свитой в спираль из хрома, никеля, оксида алюминия с нанесенными на их поверхность благородными металлами (до 0,01 % по отношению к массе катализатора).

5.14.6.9 На срок службы катализатора оказывают влияние отдельные вещества: например, химически активные вещества, присутствующие в потоке отходящего газа и отравляющие либо блокирующие вещества. Отравление катализатора посредством блокирования может быть обратимым: так, образование масляных или жировых покрытий на поверхности катализатора снижает его эффективность, но эти покрытия могут сгорать при повышении температуры.

5.14.6.10 В присутствии некоторых химических веществ отравление катализатора может быть необратимым. К таким веществам относятся:

- быстродействующие ингибиторы (например, фосфор, висмут, мышьяк, сурьма, свинец, ртуть), воздействие которых приводит к необратимой потере каталитической активности в зависимости от температуры потока и концентрации таких веществ в потоке;

- ингибиторы замедленного действия (например, железо, олово, кремний), воздействие которых приводит к необратимой потере каталитической активности, но при более высоких концентрациях, чем у быстродействующих ингибиторов;

- обратимые ингибиторы (например, сера, галогены), воздействие которых приводит к образованию обратимого поверхностного покрытия на поверхности катализатора в зависимости от температуры потока и концентрации таких веществ в потоке;

- поверхностные блокировщики (например, твердые органические вещества), образующие обратимый покрывающий слой, блокирующий поверхность катализатора;

- активаторы поверхностной эрозии и блокировщики (например, инертные частицы), образующие покрывающий слой на поверхности катализатора в сочетании с эрозией катализатора в зависимости от размера частиц, свойств гранул и скорости потока отходящих газов.

5.14.6.11 В зависимости от способа контактирования потока газа с катализатором различают две группы систем каталитического окисления: системы с неподвижным слоем и системы с псевдоожиженным слоем.

5.14.6.12 В системах каталитического окисления с неподвижным слоем может использоваться монолитный катализатор, представляющий собой пористый твердый блок с параллельными непересекающимися каналами, которые выровнены в направлении потока газа. Достоинством монолитного катализатора является минимальное истирание при тепловом расширении (сжатии) во время пуска (останова) и в общем низком падении давления. Также применяется уплотненный слой катализатора, состоящий из частиц, которые поддерживаются в трубе или в неглубоких лотках, через которые проходит газ. В уплотненном слое катализатора его частицы имеют тенденцию к разрушению в результате термического расширения при нагреве (охлаждении) слоя катализатора во время пуска (останова).

5.14.6.13 Каталитические окислители с псевдоожиженным слоем характеризуются высокими коэффициентами массопередачи и высокой теплопередачей псевдоожиженного слоя по сравнению с нормальным коэффициентом теплопередачи газа. Основным недостатком таких окислителей является постепенная потеря катализатора за счет истирания.

5.14.6.14 Значительное влияние на скорость и эффективность каталитического окисления оказывает температура газа: для каждой реакции, протекающей в потоке газа, характерна минимальная температура начала реакции, ниже которой катализатор не проявляет активности. Эта температура зависит от природы и концентрации улавливаемых загрязняющих веществ.

5.14.6.15 По конструкции различают два вида аппаратов каталитического способа обезвреживания газообразных каталитических веществ:

- каталитические реакторы, в которых происходит контакт газового потока с твердым катализатором, размещенным в отдельном корпусе;

- термокаталитические реакторы, в которых в общем корпусе размещены контактный узел и подогреватель.

5.14.6.16 Термокаталитические реакторы для очистки отходящих газов могут быть установлены в местной вытяжной вентиляционной системе, системах местных отсосов, линиях сбросных газов, системах

очистки и рециркуляции воздуха помещений.

5.15 Биохимические методы очистки отходящих газов от летучих соединений

5.15.1 Биохимические методы очистки отходящих газов основаны на способности микроорганизмов преобразовывать различные соединения в менее токсичные компоненты или соединения с меньшим молекулярным весом. Разложение веществ происходит под действием ферментов, которые вырабатываются микроорганизмами под влиянием отдельных соединений или группы веществ, присутствующих в очищаемых газах.

5.15.2 Биохимические методы газоочистки целесообразно применять для очистки отходящих газов постоянного состава. Высокая степень газоочистки достигается в том случае, когда скорость биохимического окисления уловленных веществ больше скорости их поступления из газовой фазы.

5.15.3 Биохимическую очистку отходящих газов выполняют в биофильтрах и биоскрубберах.

5.15.4 Биофильтры

5.15.4.1 При очистке отходящих газов в биофильтрах газовый поток проходит через слой фильтра-насадки, где он окисляется микроорганизмами природного происхождения и разлагается на углекислый газ, воду, неорганические соли и биомассу. Для удаления метана биофильтрация не применяется.

5.15.4.2 В качестве насадки используется влажный органический субстрат (торф, компост, древесная щепа и пр.) или инертный материал (глина, активированный уголь, полиуретан и пр.). В случае использования искусственных материалов на них предварительно выращивают биологически активную пленку орошением водой или суспензией активного ила.

5.15.4.3 Вещества поддаются химическому окислению, если соотношение полной биохимической потребности в кислороде до начала процессов нитрификации и химической потребности в кислороде более 0,5.

5.15.4.4 Эффективная работа биофильтров обеспечивается за счет равномерного распределения очищаемого воздуха по всей фильтрующей поверхности, равномерной влажности от 20 % до 50 % и плотности фильтрующего слоя, поддержания оптимальных температур от 25 °С до 35 °С и значения pH от 6,5 до 8,5.

5.15.4.5 Биологическая фильтрация применяется преимущественно для низких концентраций загрязняющих веществ, легко растворимых в воде и, как правило, не применяется для отходящих газов, содержащих большое количество различных и (или) меняющихся по составу загрязняющих веществ.

5.15.4.6 По конструкции биофильтры подразделяются на открытые и замкнутые. Замкнутые фильтры считаются более результативными, но дорогостоящими.

5.15.4.7 Наиболее эффективными считаются замкнутые биофильтры с контролируемой подачей и оттоком отходящих газов.

5.15.5 Биоскрубберы

5.15.5.1 Биоскрубберы представляют собой абсорбционные аппараты (абсорберы, скрубберы), в которых орошающей жидкостью (абсорбентом) служит водяная суспензия активного ила (например, со станций биологической обработки сточных вод). Биоскруббер сочетает в себе мокрую очистку газа (адсорбцию) и биологическое разложение. Содержащиеся в очищаемых газах загрязняющие вещества улавливаются абсорбентом и расщепляются микроорганизмами активного ила.

5.15.5.2 Для достижения высокой эффективности работы установок биоскрубберов требуется промежуточная емкость, которая может быть либо выполнена в виде отдельного реактора, либо встроена в основание абсорбера.

5.15.5.3 Конструкция биореактора основана на использовании активного ила или системы «ил-носитель»: водно-иловая смесь возвращается в реактор, а абсорбированные загрязняющие вещества разлагаются в вентилируемых иловых резервуарах.

5.15.5.4 Башенный биоскруббер проектируется с условием обеспечения продолжительности контакта не менее 1 с в зависимости от загрязняющих веществ.

5.15.5.5 В зависимости от состава отходящего газа производительность биоскруббера достигает желаемого уровня только после нескольких недель адаптации.

5.15.5.6 Внесение культур, подготовленных в биореакторах, применяется к загрязняющим веществам, содержащим серу (меркаптаны, сероводород, диметилсульфид и т. д.) или хлор (хлорированные метаны или этаны).

5.15.5.7 Биологическая обработка в реакторе с орошаемым слоем аналогична биологической промывке, с тем отличием, что в реакторе микроорганизмы фиксируются на опорных элементах. Этот технологический подход позволяет удалять легкобиоразлагаемые компоненты, такие как аммиак, амины, углеводороды, сероводород и др.

6 Производственные наблюдения в области охраны окружающей среды, рационального использования природных ресурсов

6.1 Производственные наблюдения в области охраны окружающей среды, рационального природо-

пользования (далее – производственные наблюдения) осуществляются в целях обеспечения выполнения в процессе хозяйственной и иной деятельности мероприятий по охране окружающей среды, рациональному использованию и восстановлению природных ресурсов, а также в целях соблюдения требований в области охраны окружающей среды, установленных законодательством в области охраны окружающей среды.

6.2 Производственные наблюдения и производственный мониторинг за соблюдением требований промышленной безопасности технологических процессов и охраны труда являются взаимоувязанными процедурами для достижения целей, поставленных системой менеджмента окружающей среды организации.

6.3 Организационные и технические подходы и решения для организации производственных наблюдений должны соответствовать требованиям [1], специфике и мощности производства.

6.4 Основные принципы выбора наилучших подходов и методов для включения в производственные наблюдения включают:

- наличие показателя в перечне загрязняющих веществ, в отношении которых применяются меры государственного регулирования в области охраны окружающей среды;
- существенность показателя для выполнения условий комплексного природоохранного разрешения и подтверждения соответствия установленным требованиям;
- возможность мониторинга рисков возникновения тяжелых неблагоприятных последствий при отклонении параметра от заданного (нормального) интервала значений;
- учет временных характеристик технологических процессов;
- учет особенностей измерений в различных средах;
- учет метрологических требований;
- учет требований в области промышленной безопасности и охраны труда;
- обязательность организации непрерывных (автоматических) измерений;
- период внедрения (прежде всего, относится к непрерывным измерениям);
- целесообразность аутсорсинга;
- экономическая целесообразность.

6.5 Для надлежащей эксплуатации систем очистки отходящих газов требуется мониторинг параметров технологического процесса и целенаправленная корректировка параметров ведения процесса. Измерение необходимых параметров может быть выполнено посредством онлайн-измерений (которые облегчают быстрое вмешательство и наблюдения) или аналитических результатов, полученных из проб технологических потоков в соответствии с программой наблюдений.

6.6 Параметры, подлежащие наблюдению, способ и частота их измерения зависят от характеристик потоков, подлежащих обработке, методов очистки, технической возможности оптимального использования тех или иных средств измерения с учетом объема капитальных вложений и операционных затрат.

6.7 В рамках производственных наблюдений как НДТМ с целью определения количественного и качественного состава выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве химических продуктов, кокса и продуктов нефтепереработки выделяют непрерывные производственные наблюдения с использованием средств автоматизации и периодические дискретные наблюдения.

6.8 Непрерывные производственные наблюдения с использованием средств автоматизации

6.8.1 НДТМ заключается в использовании средств и программ для наблюдений в автоматическом режиме за основными параметрами выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух, определенных в процессе инвентаризации выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух и их источников.

6.8.2 К основным параметрам для наблюдений могут относиться: массовый и объемный расходы, температура, концентрация загрязняющих веществ в отходящих газах и т. д.

6.8.3 При выборе основных параметров наблюдений учитываются особенности технологии производства, климатические особенности, состояние окружающей среды, доступность и точность средств наблюдений.

6.8.4 Данные, полученные в результате производственных наблюдений с применением средств автоматизации, используются для регулирования технологических процессов, влияющих на выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух с целью соблюдения установленных нормативов.

6.8.5 Применимость данного НДТМ ограничена технической возможностью проведения измерения параметров потока с установленной для данного метода точностью.

6.8.6 Перечень производственных объектов и технологического оборудования, выбросы от которых в обязательном порядке подлежат непрерывным измерениям и перечень анализируемых загрязняющих веществ приведен в [2].

6.9 Периодические производственные наблюдения

6.9.1 НДТМ заключается в использовании в организации средств и программ для периодических и дискретных наблюдений за параметрами выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух, определенных в процессе инвентаризации выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух и их источников, характеризующих степень очистки данных потоков.

6.9.2 К основным параметрам для наблюдений могут относиться: содержание неорганических твердых веществ, концентрация газообразных примесей, содержание летучих органических соединений.

6.9.3 При выборе основных параметров учитываются особенности технологии производства, климатические особенности, состояние окружающей среды, доступность и точность средств измерения.

6.9.4 Данные, полученные в результате периодических производственных наблюдений, используются для регулирования технологических процессов, влияющих на выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух, с целью соблюдения установленных нормативов.

6.9.5 Применимость данного НДТМ ограничена возможностями по привлечению аккредитованных лабораторий (центров) для наблюдений за параметрами потока и применимостью тех или иных методов наблюдений, обеспечивающих требуемую точность, а также возможностью отбора и транспортировки репрезентативных проб.

6.9.6 Периодичность проведения дискретных производственных наблюдений за параметрами выбросов в атмосферный воздух установлена в [2].

6.10 НДТМ для очистки отходящих газов отдельных технологических процессов приведены в разделах 7 – 26.

7 Производство аммиака из природного газа

7.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения аммиака методом каталитического риформинга под высоким давлением синтез-газа, полученного из природного газа.

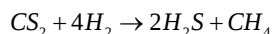
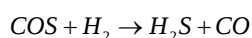
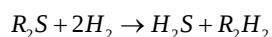
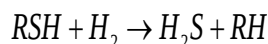
7.2 Исходным сырьем и вспомогательными веществами для получения аммиака являются природный газ, серная кислота, азот, воздух технический, натр едкий, уголь активированный, известь строительная, железо сернокислотное и катализаторы.

7.3 Производство аммиака реализуется в одну технологическую линию и состоит из следующих стадий:

- компримирование природного газа и воздуха центробежными компрессорами;
- гидрирование органических серосоединений, содержащихся в природном газе, на алюмокобальтмолибденовом катализаторе до сероводорода и поглощение его окисью цинка (сероочистка);
- паровая конверсия метана в трубчатой печи (первичный риформинг) под давлением до объемной доли метана в газе от 11 % до 12 % и паровоздушная конверсия остаточного метана в шахтном конвертере (вторичный риформинг);
- двухступенчатая конверсия окиси углерода на среднетемпературном и низкотемпературном катализаторах;
- очистка конвертированного газа от двуокиси углерода;
- тонкая очистка конвертированного газа от остаточной окиси и двуокиси углерода метанированием на никелевом катализаторе;
- компримирование синтез-газа центробежным компрессором;
- синтез аммиака под давлением;
- захлаживание продукционного аммиака.

7.4 На стадии компримирования природный газ делится на два потока: технологический и сжигание в качестве топлива. В природный газ перед сепаратором на всасе компрессора осуществляется дозировка водорода или азотоводородной смеси, необходимой для процесса сероочистки. После сепаратора перед подачей на всас компрессора газ очищается от механических примесей посредством фильтра.

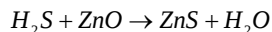
7.5 Очистка природного газа от сернистых соединений проводится в две ступени. На первой производится гидрирование органических соединений серы в сероводород на алюмокобальтмолибденовом катализаторе по реакциям:



где R – группа C_nH_{2n+1}

Процесс происходит в присутствии водорода при повышенной температуре. Для обеспечения реакции гидрирования объемная доля водорода в газовой смеси должна составлять от 4 % до 11 % в зависимости от состава природного газа.

На второй ступени происходит поглощение сероводорода окисью цинка по реакции:

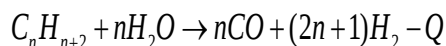
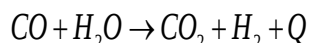
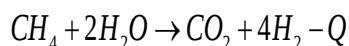
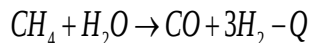


Реакция необратима, поэтому при насыщении поглотитель следует заменить.

Необходимая объемная доля водорода в газовой смеси обеспечивается дозировкой азотоводородной смеси в природный газ перед сепаратором.

7.6 Газовая смесь, очищенная до концентрации сернистых соединений не более 0,5 мг/м³, направляется на паровую конверсию метана (первичный риформинг), которая проводится в две ступени.

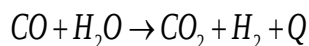
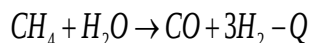
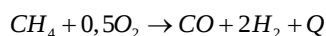
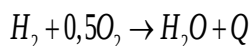
Первая ступень конверсии осуществляется в трубчатой печи при взаимодействии пара, метана и высших углеводородов в присутствии катализатора по следующим реакциям:



Процесс риформинга ведется при температуре от 760 °С до 830 °С.

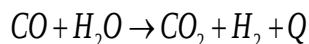
Парогазовая смесь после узла смешения поступает в подогреватель блока теплоизолирующей аппаратуры, где теплом дымовых газов нагревается до температуры не более 520 °С. Далее парогазовая смесь распределяется по реакционным трубам с никелевым катализатором, расположенным в радиантной камере. Смесь проходит по трубам сверху вниз и собирается в сборных коллекторах. Из сборных коллекторов подъемными трубами конвертированная парогазовая смесь вводится в футерованный передаточный коллектор, по которому поступает в конвертор метана второй ступени. В подъемных трубах происходит дополнительный нагрев смеси. Остаточная объемная доля метана в газе составляет не более 12 %.

7.7 Вторая ступень конверсии – паровоздушная конверсия метана (вторичный риформинг) осуществляется в шахтном реакторе взаимодействием частично конвертированной парогазовой смеси с кислородом воздуха на никелевом катализаторе. На второй ступени преимущественно протекают следующие реакции:



Остаточная объемная доля метана в сухом конвертированном газе после вторичного риформинга составляет не более 0,5 %.

7.8 После котла-утилизатора конвертированный газ направляется на конверсию окиси углерода, процесс которой описывается следующей реакцией:

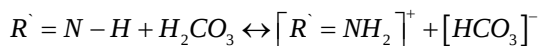
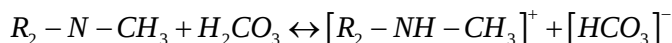
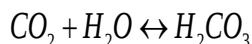


Для обеспечения глубокой конверсии процесс проводится в две ступени в присутствии катализатора: первая ступень – среднетемпературная, вторая ступень – низкотемпературная.

В конверторе радиального типа на катализаторе происходит конверсия окиси углерода до остаточной объемной доли не более 4 %. Конвертор окиси углерода второй ступени выполнен из двух параллельно работающих аппаратов, объединенных в одном корпусе. В двух полочных корзинах конвертора на катализаторе происходит глубокая конверсия окиси углерода до остаточной объемной доли не более 0,65 %. Конвертированный газ после конвертора окиси углерода проходит ступенчатое охлаждение перед подачей на очистку.

7.9 Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода осуществляется двумя методами: первый – раствором метилдиэтанолamina с массовой долей метилдиэтанолamina от 36 % до 40 % и пиперазина от 4 % до 6 %, второй – горячим активированным раствором «Бенфилд».

Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода раствором метилдиэтанолamina основана на следующих основных реакциях:

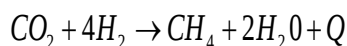
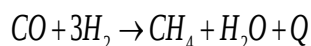


где R – группа CH_2CH_2OH , R' – группа $HN(CH_2CH_2)_2$.

Схема циркуляции раствора двухпоточная с соответствующим разделением абсорбера и регенераторов-рекуператоров на две секции.

Очистка конвертированного газа от двуокиси углерода путем ее поглощения горячим активированным раствором «Бенфильд» проходит в колонном двухкорпусном абсорбере до объемной доли диоксида углерода не более 0,1 %. Регенерация насыщенного углекислотой раствора протекает при подводе тепла и уменьшении давления.

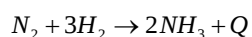
7.10 Очищенный от диоксида углерода до объемной доли не более 0,1 % газ поступает на метанирование. На метанировании происходит тонкая очистка азотоводородной смеси от остаточной окиси и двуокиси углерода, которые являются ядами для катализатора колонны синтеза аммиака по следующим реакциям:



Окончательное охлаждение азотоводородной смеси происходит в аппарате воздушного охлаждения. После выделения конденсата, образующегося в результате охлаждения, азотоводородная смесь поступает на всас компрессора синтез-газа.

7.11 Компримирование (сжатие) азотоводородной смеси осуществляется в четырехступенчатом центробежном турбокомпрессоре. Далее свежая азотоводородная смесь подается в блок синтеза.

7.12 Синтез аммиака производится в колонне синтеза на железном промотированном катализаторе по реакции:



7.13 Охлаждение жидкого аммиака перед подачей в изотермическое хранилище осуществляется в переохладителях и расширительных сосудах водоаммиачной абсорбционной холодильной установки и с помощью центробежного компрессора с приводом от паровой турбины.

7.14 Тепло химических реакций используется для нагрева питательной воды, для получения пара для технологического процесса (конверсии метана, окиси углерода и т.д.) и для питания паровых турбин.

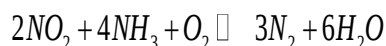
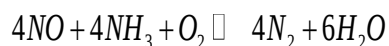
7.15 Блок-схема производства аммиака из природного газа приведена на рисунке 7.1.

7.16 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве аммиака из природного газа

7.16.1 При производстве аммиака из природного газа для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

7.16.2 Для сокращения выбросов NO_x с дымовыми газами печей первичного риформинга в конвекционной зоне печи риформинга предусматривается гомогенное восстановление оксидов азота до азота пароаммиачной смесью, подаваемой по подводящим трубкам и форсункам в поток дымовых газов.

7.16.3 Процесс гомогенного восстановления оксидов азота протекает по следующим реакциям:



7.17 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве аммиака из природного газа

7.17.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве аммиака от оксидов азота (NO_x) является гомогенная очистка отходящих газов после печи первичного риформинга посредством гомогенного восста-

новления оксидов азота газообразным аммиаком до азота.

7.17.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

7.17.3 В таблице 7.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов от оксидов азота при производстве аммиака [3].

Таблица 7.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве аммиака с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т аммиака, не более	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³	НДТМ для очистки отходящих газов
Азота оксиды	Печь первичного риформинга	1,541	250	Гомогенное восстановление, производственные наблюдения
Углерод оксид		0,790	300	
Примечание – Значения концентраций загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах указаны при нормальных условиях (0 °С, 0,1 МПа) в пересчете на сухой газ при содержании кислорода в дымовых газах 15 %.				

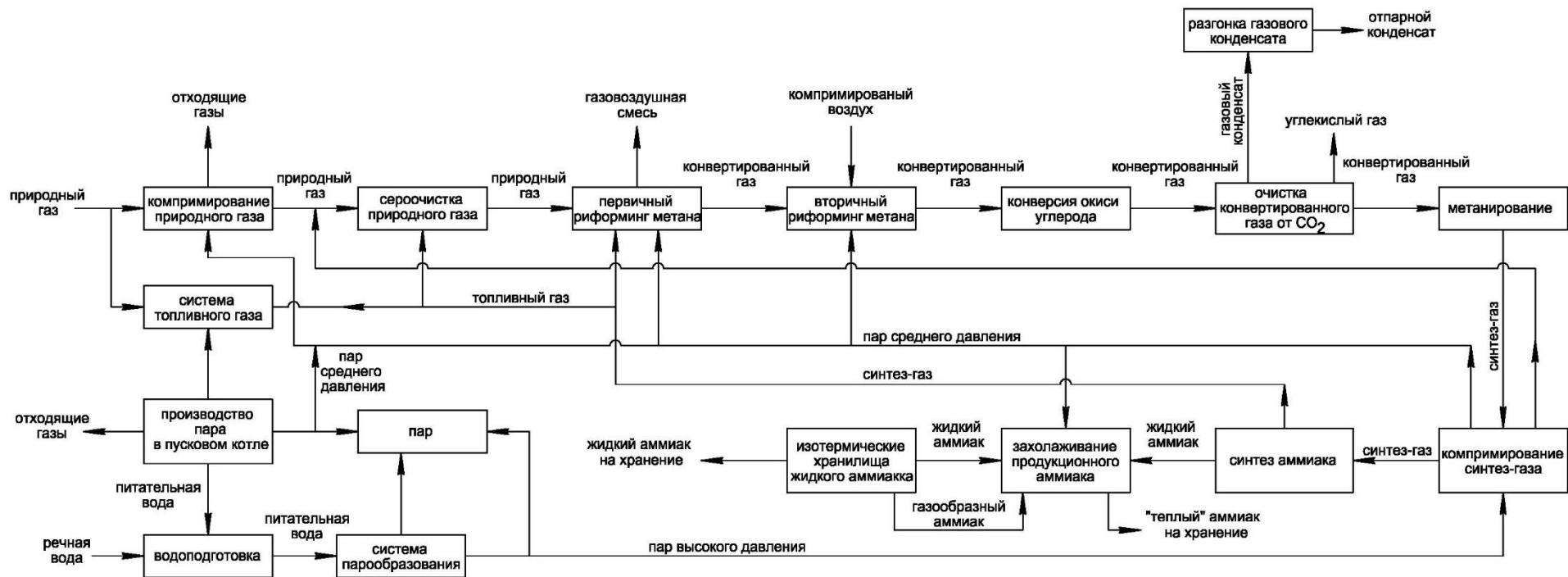


Рисунок 7.1 – Блок-схема производства аммиака из природного газа

8 Производство серной кислоты

8.1 В настоящем разделе описываются технологические процессы получения серной кислоты по четырем технологическим схемам: схема одинарного контактирования с промывкой технологического газа и очисткой отходящих газов; схема одинарного контактирования с очисткой отходящих газов; схема двойного контактирования с двойной абсорбцией и схема получения серной кислоты методом мокрого катализа.

8.2 Технологический процесс производства серной кислоты по схеме одинарного контактирования с промывкой технологического газа и очисткой отходящих газов

8.2.1 Исходным сырьем для получения серной кислоты по схеме одинарного контактирования с промывкой технологического газа и очисткой отходящих газов является сера техническая комовая. По данной технологической схеме производится серная кислота и олеум.

8.2.2 Блок-схема производства серной кислоты по схеме одинарного контактирования с промывкой технологического газа и очисткой отходящих газов приведена на рисунке 8.1.

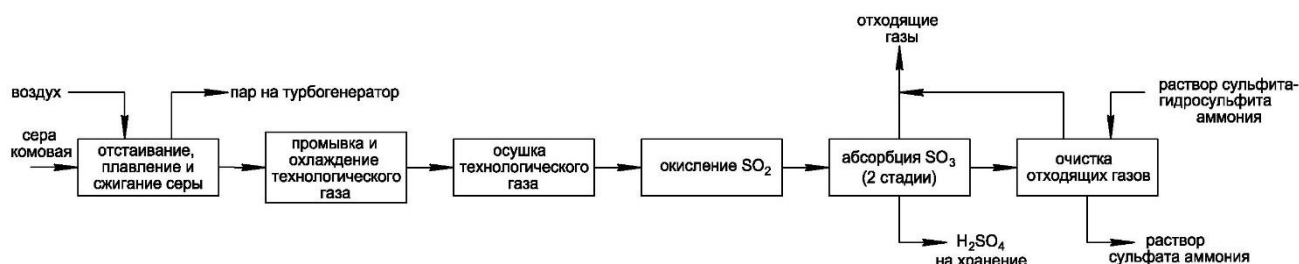
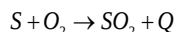


Рисунок 8.1 – Блок-схема производства серной кислоты по схеме одинарного контактирования с промывкой технологического газа и очисткой отходящих газов

8.2.3 Плавление серы производится в бункерах-плавилках на поверхности плавильных элементов при температуре теплоносителя от 130 °С до 150 °С и атмосферном давлении.

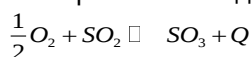
8.2.4 Жидкая сера для очистки от примесей проходит последовательно пять отстойников. Далее расплавленная сера передается на сжигание в печь при температуре около 1 000 °С. В результате сжигания образуется сернистый ангидрид, а выделившееся тепло утилизируется в котлах-утилизаторах с получением пара давлением 2,8 МПа и температурой от 300 °С до 350 °С:



Далее энергетический пар подается в турбогенератор для выработки электроэнергии.

8.2.5 После сжигания сернистый ангидрид поступает на промывку и охлаждение в двух промывных башнях, орошаемых серной кислотой. Далее технологический газ проходит очистку в четырех электрофильтрах и осушку серной кислотой в абсорбере, в котором установлены туманоулавливающие фильтры. После осушки технологический газ нагнетателем сжимается до давления не более 0,03 МПа и подогревается в подогревателях до температуры от 380 °С до 420 °С теплом отходящего технологического газа контактного аппарата.

8.2.6 Окисление технологического газа с начальным объемным содержанием SO_2 от 7,5 % до 9,0 % осуществляется в пятистойном контактном аппарате на ванадиевом катализаторе:



Сера диоксид и кислород, сорбируемые поверхностью катализатора, растворяются в расплаве и взаимодействуют с активной фазой.

8.2.7 После окисления триоксид серы последовательно проходит две стадии абсорбции. В первом абсорбере, орошаемом олеумом, получают продукционный олеум, затем во втором абсорбере, орошаемом моногидратом серной кислоты с массовой долей от 97,0 % до 98,9 %, получают продукционную серную кислоту.

8.2.8 Отходящие газы после стадии абсорбции направляются на стадию очистки с получением раствора сульфата аммония.

8.3 Технологический процесс производства серной кислоты по схеме одинарного контактирования с очисткой отходящих газов

8.3.1 Технологический процесс производства серной кислоты по схеме одинарного контактирования аналогичен процессу, описанному в 8.2, за исключением отсутствия в технологической цепочке стадий промывки и осушки технологического газа перед окислением.

8.3.2 Блок-схема производства серной кислоты по схеме одинарного контактирования с очисткой отходящих газов приведена на рисунке 8.2.

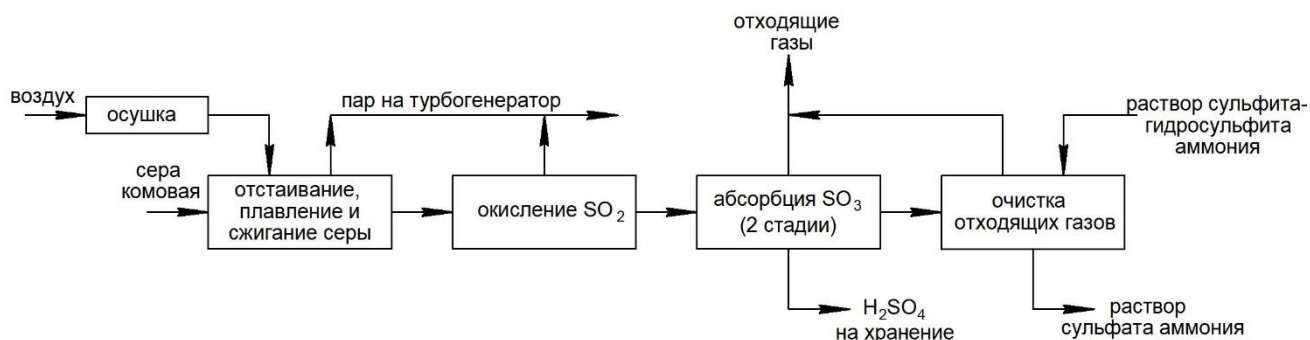


Рисунок 8.2 – Блок-схема производства серной кислоты по схеме одинарного контактирования с очисткой отходящих газов

8.4 Технологический процесс производства серной кислоты по схеме двойного контактирования с двойной абсорбцией

8.4.1 Исходным сырьем для получения серной кислоты по схеме двойного контактирования с двойной абсорбцией является сера техническая комовая или жидкая сера.

8.4.2 Блок-схема производства серной кислоты по методу двойного контактирования с двойной абсорбцией газов приведена на рисунке 8.3.

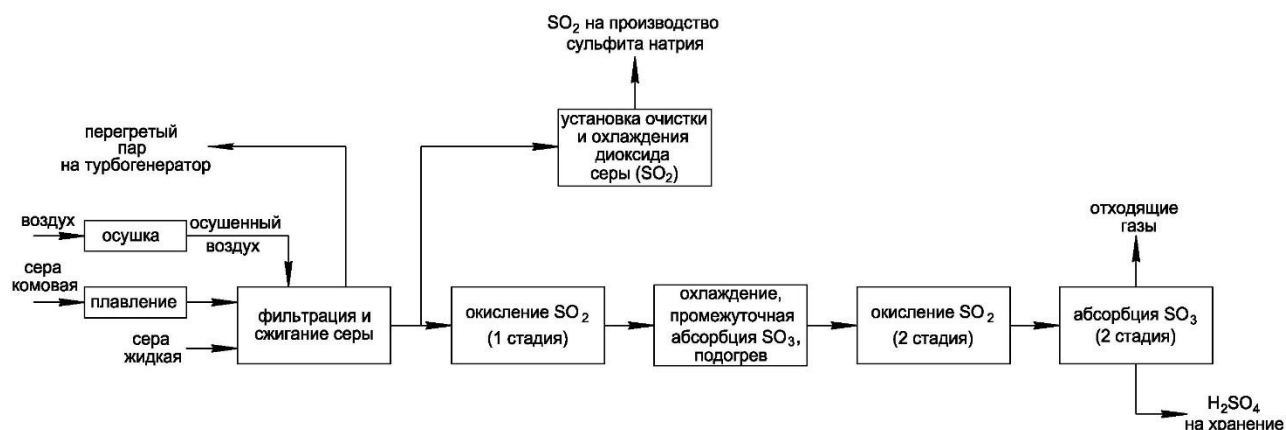


Рисунок 8.3 – Блок-схема производства серной кислоты по методу двойного контактирования с двойной абсорбцией газов

8.4.3 Жидкая сера перед процессом фильтрации разогревается.

8.4.4 Комовая сера предварительно переводится в жидкое состояние путем плавления в плавилках с нейтрализацией серы мелом и известью и далее направляется на фильтрацию для удаления зольных примесей, механических примесей и примесей органического происхождения.

8.4.5 Фильтрация серы осуществляется в листовых горизонтальных намывных фильтрах. В качестве намывного слоя используются кизельгур (инфузорная земля) и (или) песок тригидрата оксида алюминия $Al(OH)_3$. Далее отфильтрованная сера направляется на стадию сжигания.

8.4.6 Процесс диффузионного сжигания серы с образованием диоксида серы осуществляется в горизонтальной двухкамерной форсуночной серной печи в среде атмосферного воздуха. Тепло экзотермической реакции утилизируется котлом-утилизатором с получением насыщенного пара, который далее перегревается в выносных элементах котла и затем направляется в паротурбинное отделение или на редукционно-охладительную установку.

8.4.7 Процесс осушки воздуха перед подачей его в серную печь проходит посредством хемосорбционного взаимодействия паров воды с серной кислотой, орошающей сушильную башню.

8.4.8 После котла-утилизатора часть технологического газа направляется на очистку в насадочный абсорбер, орошаемый серной кислотой. Охлажденный и отмытый от SO_3 диоксид серы из башни передается в производство сульфита натрия безводного.

8.4.9 Окисление диоксида серы в триоксид серы осуществляется в две стадии в пятислойном контактном аппарате на ванадиевом катализаторе при строгом соблюдении температурного интервала от

390 °С до 620 °С. На первых трех слоях осуществляется первая ступень конверсии SO_2 в SO_3 , на четвертом и пятом слоях – вторая.

8.4.10 Частично конвертированный технологический газ после третьего слоя катализатора охлаждается в газовых теплообменниках, экономайзере второй ступени и направляется на промежуточную абсорбцию в первую абсорбционную башню. После башни технологический газ подогревается в газовых теплообменниках контактного узла и поступает на вторую ступень контактирования.

8.4.11 После прохождения второй ступени конверсии технологический газ охлаждается в пароперегревателе и экономайзере первой ступени и поступает на конечную абсорбцию во вторую абсорбционную башню для поглощения остаточного количества SO_3 , образовавшегося на второй ступени контактирования.

8.4.12 Абсорбция технологического газа заключается во взаимодействии газообразного триоксида серы с серной кислотой массовой долей от 98,2 % до 99,0 % на поверхности насадки моногидратных абсорберов.

SO_3 растворяется в серной кислоте, затем соединяется с водой, которая в ней содержится:



если $m > 1$, то образуется олеум $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot n\text{SO}_3$ (где $n = m - 1$);

если $m = 1$, то образуется серная кислота массовой долей 100 %;

если $m < 1$, то образуется водный раствор серной кислоты.

8.4.13 Продукционная серная кислота выводится из цикла сушильной башни и передается на хранение.

8.4.14 При производстве серной кислоты для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

8.5 Технологический процесс производства серной кислоты методом мокрого катализа

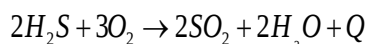
8.5.1 Исходным сырьем для производства серы по методу мокрого катализа является сероводород из отходящих газов после установок переработки нефти.

8.5.2 Блок-схема производства серной кислоты по методу мокрого катализа приведена на рисунке 8.4.



Рисунок 8.4 – Блок-схема производства серной кислоты по методу мокрого катализа

8.5.3 Для получения сернистого ангидрида применяется сероводородсодержащий газ с содержанием сероводорода не менее 98 % по объему и топливный газ, подаваемый через фильтры. Процесс сжигания сероводорода осуществляется в топках котлов-утилизаторов с принудительной подачей очищенного воздуха по реакции:



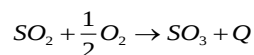
Соотношение воздух-сероводород, подаваемых на сжигание, составляет не менее 10 объёмов воздуха к одному объёму сероводорода.

Выделяющееся в ходе сжигания тепло используется для выработки водяного пара давлением 4,0 МПа и температурой 252 °С в котлах-утилизаторах.

Продукты сгорания из топки котлов-утилизаторов поступают в выпарную секцию первой ступени и пароперегреватель парового барабана котла-утилизатора, где отдают свое тепло и охлаждаются до температуры в интервале от 600 °С до 700 °С. Затем продукты сгорания проходят частично через выпарную секцию второй ступени.

8.5.4 Технологический газ, в составе которого преобладает сернистый ангидрид с температурой около 430 °С, после котлов-утилизаторов поступает на стадию контактирования для получения серного ангидрида.

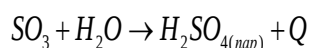
Процесс осуществляется в четырехслойном контактном аппарате на ванадиевом либо цезиевом катализаторе по реакции:



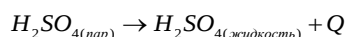
Технологический газ поступает в контактный аппарат сверху и последовательно проходит все слои катализатора, при этом между каждым слоем катализатора подается воздух от воздуходувок. Степень конверсии SO_2 в SO_3 достигает 99 %.

8.5.5 После контактного аппарата технологический газ направляется в котел-утилизатор, где охлаждается очищенным воздухом до температуры около 280 °С, за счёт чего в котле-утилизаторе вырабатывается водяной пар давлением до 6,3 МПа. В поток технологического газа перед котлом-утилизатором для улучшения конденсации серной кислоты также подается газообразный поток, содержащий частицы тонкой сажи, полученные путем сжигания силиконового масла в аппарате блочного типа.

8.5.6 После контактного аппарата технологический газ подается снизу вверх в трубное пространство вертикального холодильника-конденсатора, где осуществляется взаимодействие серного ангидрида с водяным паром, содержащимся в технологическом газе. Процесс взаимодействия осуществляется по реакции:



В межтрубное пространство направляется охлаждающий воздух, обеспечивающий конденсацию и выделение серной кислоты в виде жидкости:



Жидкая кислота с температурой около 250 °С стекает сверху вниз конденсатора и собирается в ванне, оснащенной специальной кислотоустойчивой футеровкой, и далее направляется в емкость кислоты, где смешивается с уже охлажденным в пластинчатых теплообменниках оборотной водой потоком циркулирующей серной кислоты. Расход циркулирующей кислоты поддерживается приблизительно в 12 раз выше, чем расход горячей кислоты, поступающей из конденсатора, с целью обеспечения температуры в емкости кислоты не более 60 °С.

8.5.7 После конденсации и охлаждения серная кислота циркуляционным насосом направляется в пластинчатый водяной холодильник, где повторно охлаждается до 30 °С и передается на хранение.

8.6 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве серной кислоты

8.6.1 При производстве серной кислоты для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

8.6.2 Очистка отходящих газов от сернистого ангидрида SO_2 в технологическом процессе по схемам с одинарным контактированием осуществляется в абсорбере хемосорбционным аммиачно-кислотным методом. Газ в абсорбере, поднимаясь снизу-вверх через насадку, проходит последовательно двухступенчатую очистку раствором сульфита-гидросульфита аммония. После второй ступени отходящие газы проходят через волокнистую поверхность фильтров, на которой осаждаются сульфаммонийные соли. Для предотвращения кристаллизации солей на поверхности фильтров на них подается через форсунки обессоленная вода. Очищенный газ, смешиваясь с отходящими газами после стадии абсорбции SO_3 через общую дымовую трубу, выбрасывается в атмосферный воздух, а регенерированный сульфит аммония подается в технологический процесс получения сульфата аммония.

8.6.3 В технологическом процессе по схеме с двойным контактированием и двойной абсорбцией для улавливания тумана и капель серной кислоты, содержащихся в технологическом газе, установлены демистера абсорбционных башен, в состав которых входят вертикальные патронные фильтры, покрытые специальным стекловолокном. Проходя через волокнистую ткань фильтров, туман конгломерируется, под действием силы тяжести стекает по волокну, собирается на трубной решетке демистера и выводится в сборник серной кислоты, откуда идет на орошение абсорбционной башни.

В технологическом процессе производства серной кислоты по схеме с двойным контактированием и двойной абсорбцией в связи с промежуточным выводом SO_3 из технологического газа отсутствует необходимость в установке хвостовой очистки отходящих газов.

8.6.4 Технологический процесс производства серной кислоты методом мокрого катализа является методом для очистки отходящих газов от сероводорода. Продукты сгорания, уходящие из верхней части конденсатора по схеме производства серной кислоты методом мокрого катализа с температурой около 95 °С и давлением близким к атмосферному, смешиваясь с нагретым до температуры 200 °С в конденсаторе воздухом, выводятся в дымовую трубу и выбрасываются в атмосферный воздух.

8.7 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве серной кислоты

8.7.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

8.7.2 НДТМ для очистки отходящих газов от диоксида серы при производстве серной кислоты по схеме с одинарным контактированием является абсорбция хемосорбционным аммиачно-кислотным методом.

8.7.3 НДТМ для очистки отходящих газов от технологических процессов переработки нефти и нефтепродуктов от сероводорода является контактный метод мокрого катализа.

8.7.4 В таблице 8.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве серной кислоты.

Таблица 8.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве серной кислоты с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ в расчете на тонну продукции, кг/т серной кислоты, не более	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Сера диоксид	Технологический процесс по схемам с одинарным контактированием	1,5	400	Абсорбция хемосорбционным аммиачно-кислотным методом; производственные наблюдения
Сера диоксид	Технологический процесс на стадии абсорбции по схеме с двойным контактированием и двойной абсорбцией [3]	3,3	1 140,0	Производственные наблюдения
Азота оксид		0,04	20,0	
Серная кислота		0,25	115,0	
Сера диоксид	Холодильник-конденсатор по схеме с методом мокрого катализа	7,17	635,0	Производственные наблюдения
Азота оксиды		2,01	220,0	
Серная кислота		0,26	31,0	

9 Производство азотной кислоты

9.1 В настоящем разделе описываются технологические процессы получения азотной кислоты с массовой долей HNO_3 до 60 % каталитической конверсией аммиака воздухом под давлением 0,36 МПа и абсорбцией диоксида азота водой под давлением 1,2 МПа и слабой азотной кислоты с массовой долей HNO_3 до 57 % по комбинированной схеме.

9.2 Производство азотной кислоты с массовой долей HNO_3 до 60 % методом каталитической конверсии аммиака воздухом

9.2.1 Исходным сырьем и вспомогательными веществами для получения азотной кислоты каталитической конверсией аммиака воздухом являются: аммиак жидкий технический; кислый конденсат; природный газ; технологическая вода; деминерализованная вода; водород; тринатрийфосфат додекагидрат $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$; тринатрийфосфат безводный Na_3PO_4 ; деаэрирующая добавка; катализаторы.

9.2.2 Блок-схема получения азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом приведена на рисунке 9.1.

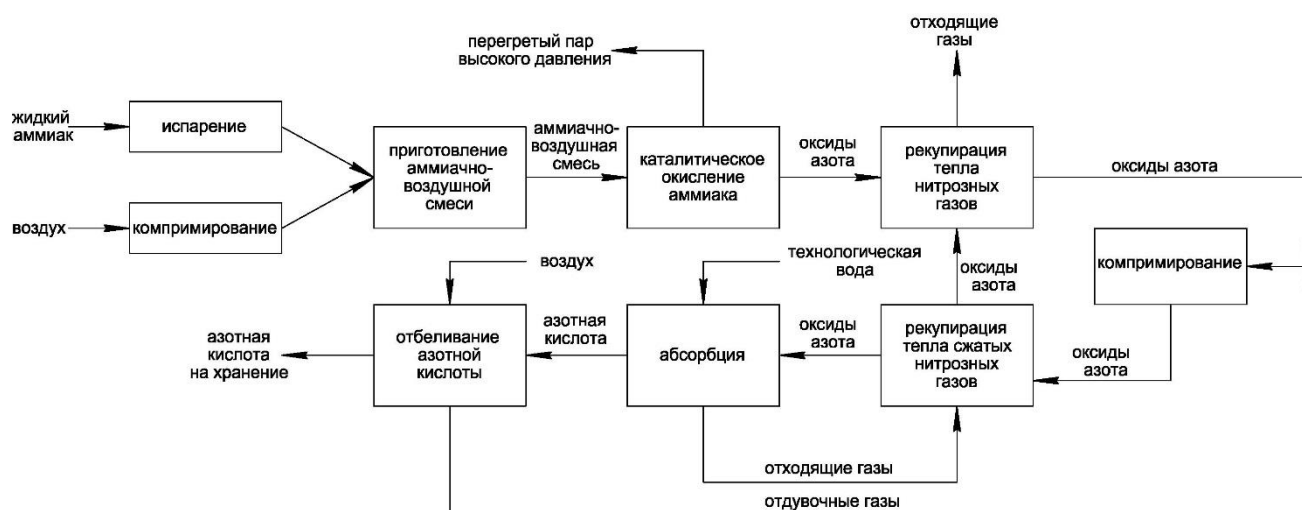


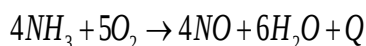
Рисунок 9.1 – Блок-схема получения азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом

9.2.3 Жидкий аммиак проходит фильтр для удаления механических примесей и затем разделяется на два потока: первый поток поступает в испаритель аммиака, где испаряется посредством теплообмена с оборотной водой, а второй поток поступает в испаритель аммиака блока каталитической очистки отходящих газов.

9.2.4 Газообразный аммиак после выпаривания поступает в каплеотделитель, далее – в подогреватель аммиака, а затем, пройдя фильтр, поступает в смеситель аммиака и воздуха.

9.2.5 Необходимый для технологического процесса воздух отбирается из атмосферного воздуха, при необходимости, в холодный период года, подогревается перегретым паром низкого давления в подогревателе, проходит трехступенчатый воздушный фильтр, глушитель воздухозабора и поступает на всас воздушного компресса.

9.2.6 Аммиачно-воздушная смесь с температурой не более 230 °С и давлением не более 0,38 МПа из смесителя подается в контактный аппарат, где протекает каталитическое окисление аммиака по основной реакции:

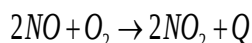


Объемная доля аммиака в аммиачно-воздушной смеси поддерживается в диапазоне от 10,0 % до 10,6 %.

Для утилизации тепла экзотермической реакции окисления аммиака в охладителе технологических газов расположены змеевики, в которых происходит испарение котловой воды с образованием перегретого пара высокого давления.

Каталитический пакет располагается в верхней части контактного аппарата и состоит из платиново-родиевых каталитических и палладиевых улавливающих сеток. Температура на каталитических сетках поддерживается в диапазоне от 880 °С до 900 °С.

9.2.7 В зоне охладителя нитрозного газа контактного аппарата и на протяжении всех последующих стадий охлаждения нитрозного газа протекает реакция окисления оксида азота в высшие оксиды азота кислородом воздуха по основной реакции:



9.2.8 Нитрозные газы, пройдя охладитель технологических газов контактного аппарата, охлаждаются до температуры не более 480 °С за счёт выработки перегретого пара высокого давления, после чего направляются в трубное пространство подогревателя отходящих газов, где происходит их дальнейшее охлаждение.

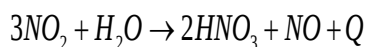
9.2.9 Отходящие газы после подогревателя поступают в смеситель аммиака и отходящих газов, а нитрозные газы в экономайзер, где охлаждаются за счёт теплообмена с питательной водой.

9.2.10 Нитрозные газы после холодильника-конденсатора смешиваются с отдувочными газами после отбелочной колонны и поступают в сепаратор-каплеотделитель, где происходит отделение унесённых капель азотной кислоты из нитрозных газов.

9.2.11 После сепаратора-каплеотделителя нитрозный газ поступает на всас компрессора нитрозных газов. После сжатия нитрозные газы поступают в подогреватель отходящих газов.

9.2.12 Нитрозные газы после подогревателя отходящих газов поступают в холодильник-конденсатор, где происходит их охлаждение до температуры не более 70 °С за счет теплообмена с оборотной водой.

9.2.13 Нитрозные газы с температурой не более 70 °С из холодильника-конденсатора подаются под нижнюю тарелку абсорбционной колонны, в которой происходит абсорбция диоксида технологической водой и кислым конденсатом по реакции:



Во избежание хлоридной коррозии с 8 по 13 тарелок абсорбционной колонны осуществляется отвод азотной кислоты с высоким содержанием нитрозилхлорида. Азотная кислота с хлоридной продувкой направляется в линию отбеленной азотной кислоты и выводится на хранение азотной кислоты.

9.2.14 Азотная кислота, образующийся в холодильнике-конденсаторе, смешивается с потоком отбеленной кислоты, выходящей из абсорбционной колонны, и направляется в отбелочную колонну.

9.2.15 Азотная кислота с температурой не более 70 °С направляется в верхнюю часть отбелочной колонны насадочного типа, под опорную тарелку противотоком подается вторичный воздух после подогревателя. Вторичный воздух проходя через азотную кислоту увлекает с собой растворенные в ней оксиды азота. Отдувочные газы после отбелочной колонны смешиваются с нитрозными газами после холодильника-конденсатора, а азотная кислота направляется в емкости и резервуары хранения.

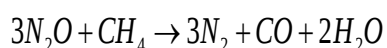
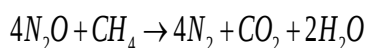
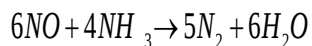
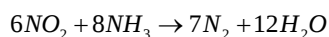
9.2.16 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом

9.2.16.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом ведутся периодические производственные наблюдения.

9.2.16.2 Для сокращения выбросов оксидов азота из отходящих газов после абсорбционных колонн применяется каталитическая очистка.

9.2.16.3 Отходящие газы после абсорбционной колонны с температурой не более 40 °С и давлением не более 1,05 МПа подогреваются, проходя через подогреватели отходящих газов, и поступают в смеситель аммиака и отходящих газов, где смешиваются с газообразным аммиаком из испарителя аммиака блока очистки отходящих газов и природным газом. Далее смесь отходящих газов, аммиака и природного газа поступает в реактор каталитической очистки отходящих газов.

9.2.16.4 На железо-цеолитном катализаторе происходит процесс восстановления оксидов азота до безвредных для окружающей среды азота, диоксида углерода и воды по следующим реакциям:



Температура смеси отходящих газов, аммиака и природного газа, подаваемой в реактор каталитической очистки, составляет не менее 405 °С, давление – не более 1,05 МПа.

9.2.16.5 Очищенные отходящие газы после реактора каталитической очистки подаются на турбину отходящих газов, представляющую собой четырехступенчатый осевой расширитель с радиальным выходом. Затем отходящие газы сбрасываются через глушитель в атмосферный воздух.

9.2.16.6 Турбина отходящих газов расширяет их, преобразуя тем самым тепловую энергию в механическую. Механическая энергия, вырабатываемая турбиной отходящих газов, служит приводной энергией для машинной группы.

9.2.16.7 Блок-схема очистки отходящих газов при производстве азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом приведена на рисунке 9.2.

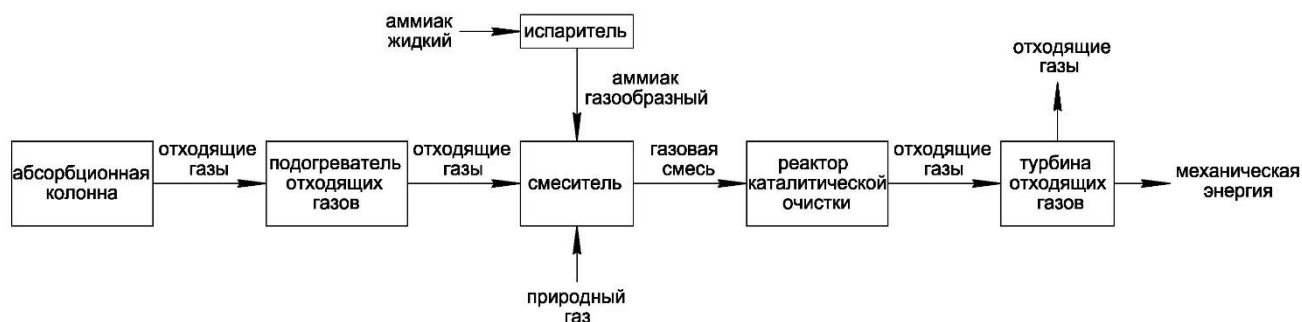


Рисунок 9.2 – Блок-схема очистки отходящих газов при производстве азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом

9.2.17 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом

9.2.17.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом является низкотемпературная очистка отходящих газов с последующей рекуперацией энергии отходящих газов для выработки механической энергии.

9.2.17.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

9.2.17.3 В таблице 9.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве слабой азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом [3].

Таблица 9.1 – Выбросы загрязняющих в атмосферный воздух при производстве азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источник выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т азотной кислоты, не более	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Азота оксиды	Абсорбционная колонна	0,880	150,0	Каталитическая очистка отходящих газов, производственные наблюдения

9.3 Производство слабой азотной кислоты методом каталитической конверсии аммиака воздухом по комбинированной схеме

9.3.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения слабой азотной кислоты с массовой долей до 57 % HNO_3 по комбинированной схеме, в которой окисление аммиака проводится при атмосферном давлении, а абсорбция оксидов азота – при давлении до 0,35 МПа.

9.3.2 Каталитическое окисление аммиака осуществляется двухступенчато. На первой ступени используется одна платиноидная сетка, на второй – слой оксидного неплатинового катализатора.

9.3.3 Исходным сырьем и вспомогательными веществами для получения слабой азотной кислоты являются: аммиак жидкий технический; кислород технический; катализатор алюмо-ванадиевый; сетки катализаторные из платиновых сплавов; неплатиновый катализатор; катализатор железоалюминиевый.

9.3.4 Блок-схема получения слабой азотной кислоты приведена на рисунке 9.3.

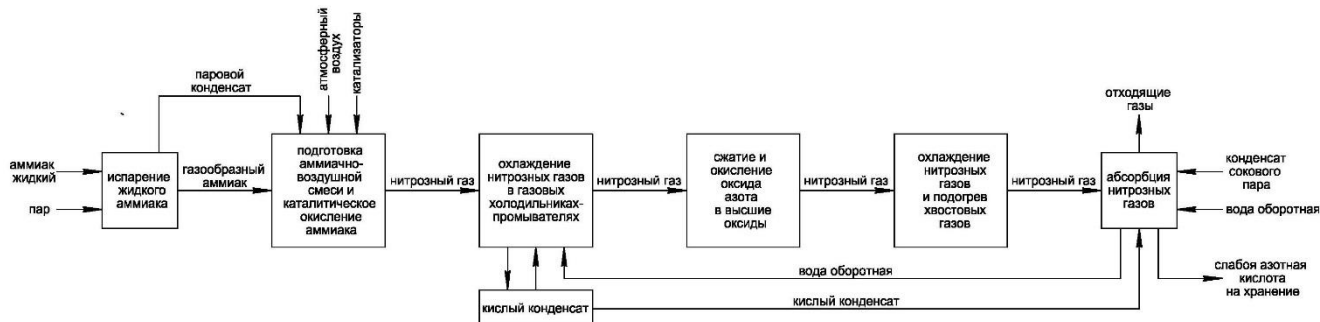


Рисунок 9.3 – Блок-схема получения слабой азотной кислоты

9.3.5 Жидкий аммиак подается со склада жидкого аммиака и поступает в межтрубное пространство испарителя аммиака, где происходит его испарение за счёт использования тепла химически очищенной воды.

9.3.6 Затем газообразный аммиак из испарителя поступает в подогреватель аммиака, где он нагревается до температуры от 30 °С до 90 °С за счет подачи пара с давлением до 1,3 МПа.

9.3.7 После подогревателя газообразный аммиак поступает в сепаратор-отделитель, откуда аммиак поступает в перегреватель, где нагревается за счет подачи пара с давлением до 1,3 МПа до температуры от 36 °С до 90 °С.

9.3.8 Полученный газообразный аммиак с температурой от 36 °С до 90 °С и давлением от 0,0013 до 0,0038 МПа направляется через систему фильтров в смеситель для получения аммиачно-воздушной смеси.

9.3.9 Воздух для приготовления аммиачно-воздушной смеси забирается из атмосферного воздуха. Для очистки воздуха от механических загрязнений установлен аппарат очистки воздуха, состоящий из тарельчатого промывателя и матерчатого фильтра.

9.3.10 Газообразный аммиак с температурой от 36 °С до 90 °С и давлением от 0,0013 до 0,0038 МПа направляется через систему фильтров в смеситель для получения аммиачно-воздушной смеси. Далее аммиачно-воздушная смесь поступает на всас газодувки, предназначенной для подачи аммиачно-воздушной смеси в контактные аппараты.

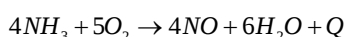
9.3.11 Соотношение подаваемых в газодувку аммиака и воздуха регулируется регулятором соотношения таким образом, чтобы объёмная доля аммиака в аммиачно-воздушной смеси составляла не более 11,5 %.

9.3.12 Аммиачно-воздушная смесь, подаваемая газодувкой, с давлением не более 0,0095 МПа, через подогреватель поступает в контактные аппараты, в которых происходит окисление аммиака кислородом воздуха. Комбинированный контактный аппарат состоит из пяти пакетов картонных фильтров и собственно контактного аппарата, расположенного непосредственно на прямоточном котле-утилизаторе. Контактный аппарат состоит из двух усеченных конусов и цилиндрической части. В месте перехода верхнего усеченного конуса в цилиндрическую часть имеется распределительная решетка, служащая для создания равномерного потока газовой смеси.

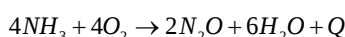
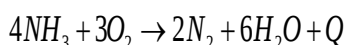
9.3.13 После очистки в картонных фильтрах аммиачно-воздушная смесь поступает сверху вниз на двухступенчатый катализатор. Первая ступень представляет собой платиновый катализатор в виде сетки из проволоки; вторая ступень – неплатиновый катализатор, насыпанный в корзины высотой от 60 до 70 мм, выполненные из двух нихромовых сеток, которые укладываются на колосники. На катализаторе происходит окисление аммиака кислородом воздуха. Температура нитрозного газа за катализаторным слоем составляет не более 820 °С.

9.3.14 В контактном аппарате поддерживается давление от минус 200 до 200 Па. Процент конверсии составляет не менее 96 % объёмных.

9.3.15 Каталитическое окисление аммиака протекает по следующей основной реакции:



Побочными реакциями протекания процесса являются:



9.3.16 Образующиеся после окисления в контактных аппаратах горячие нитрозные газы, содержащие оксид азота, поступают в прямоточный котел-утилизатор, на котором установлен контактный аппарат. В котлах-утилизаторах за счёт охлаждения нитрозных газов происходит получение перегретого пара с температурой до 450 °С и давлением от 2,5 до 3,9 МПа. Охлажденные нитрозные газы после котлов-утилизаторов имеют температуру не менее 150 °С.

9.3.17 Питание котлов-утилизаторов производится смесью химически очищенной воды и конденсата водяного пара. Температура пароводяной эмульсии после испарительной части котла должна быть не более 255 °С.

9.3.18 Нитрозные газы из двух котлов-утилизаторов с температурой не менее 150 °С поступают в межтрубное пространство подогревателя аммиачно-воздушной смеси, где частично охлаждаются, и затем двумя параллельными потоками поступают в два газовых холодильника-промывателя.

9.3.19 В газовых холодильниках-промывателях происходит дальнейшее охлаждение газа до температуры не более 70 °С и конденсация водяных паров с образованием слабой азотной кислоты. На тарелках происходит отмывка нитрозных газов слабой азотной кислотой от аммиака, содержащегося в нитрозных газах в результате неполного окисления аммиака в контактных аппаратах.

В кубовую часть газовых холодильников-промывателей поступают продувочные газы с межтрубного и трубного пространства подогревателя хвостовых газов, продувочные газы с первой и второй ступеней и думмисной линии турбокомпрессора, отсосы с хранилищ азотной кислоты и сборников кислого конден-

сата. Для орошения холодильников-промывателей и адсорбционных колонн используется кислый конденсат с массовой долей азотной кислоты не менее 12 %.

9.3.20 Охлажденные нитрозные газы из газовых холодильников-промывателей направляются в сепаратор, где происходит сепарация жидкости из потока газа, а затем на всас центробежного нагнетателя. Нитрозный газ, поступающий на всас центробежного нагнетателя, имеет температуру до 90 °С и вакуумметрическое давление до 0,0013 МПа. Температура газов после нагнетателя составляет 320 °С, давление – 0,3 МПа.

9.3.21 Для уменьшения расхода электроэнергии на сжатие газа, нагнетатель снабжается рекуперационной турбиной, встроенной в корпус нагнетателя и использующей энергию хвостовых газов. На всас нагнетателя подаются также нитрозные газы из отдувочной колонки, кислород и дополнительный воздух из атмосферного воздуха.

9.3.22 Сжатые нитрозные газы после центробежного нагнетателя направляются в окислитель, где происходит окисление оксида азота в высшие оксиды и нагревание газа до температуры не более 340 °С за счет тепла реакции.

Последовательное окисление оксида азота в высшие оксиды протекает по реакциям:



9.3.23 Для достижения наиболее высокой степени окисления оксида азота на всех стадиях до стадии абсорбции следует максимально снижать температуру нитрозного газа. После компримирования газа его охлаждение осуществляется в подогревателях хвостовых газов, где температура снижается от 340 °С до 170 °С.

9.3.24 Дальнейшее охлаждение газа до температуры не более 80 °С осуществляется в конденсаторах-окислителях с выделением реакционной воды, образованием азотной кислоты и дальнейшим окислением оксида азота.

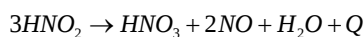
9.3.25 Из окислителя нитрозные газы для охлаждения поступают в межтрубное пространство двух последовательно установленных кожухотрубных вертикальных подогревателей хвостовых газов. По трубному пространству подогревателей подаются хвостовые газы, выходящие из абсорбционной колонны.

9.3.26 Подогретые хвостовые газы поступают в реактор каталитической очистки. Температура хвостовых газов над слоем катализатора должна быть не менее 220 °С. Нитрозные газы направляются в конденсатор-окислитель. Образующаяся в межтрубном пространстве азотная кислота, за счет конденсации водяных паров при охлаждении нитрозных газов, продувается в кубовую часть газовых холодильников-промывателей. Туда же продувается кислота из трубного пространства подогревателя хвостовых газов первой и второй ступени турбокомпрессора.

9.3.27 Переработка оксидов азота в азотную кислоту заключается в поглощении их из нитрозных газов водой (конденсатом сокового пара) и кислым конденсатом по реакциям:



9.3.28 Азотистая кислота, образующаяся при абсорбции водой, малоустойчива и разлагается с выделением в газовую фазу оксида азота, который повторно участвует в новом цикле превращений:



Образующийся при разложении азотистой кислоты оксид азота в процессе абсорбции окисляется до диоксида азота NO_2 , который затем вступает во взаимодействие с водой с образованием азотной кислоты.

9.3.29 Из межтрубного пространства подогревателей хвостовых газов нитрозные газы направляются в конденсатор-окислитель, где происходит охлаждение, доокисление нитрозных газов и конденсация реакционной воды с образованием азотной кислоты. Кислота с первой тарелки и куба конденсатора-окислителя поступает в куб абсорбционной колонны. Температура нитрозного газа, поступающего в конденсатор-окислитель составляет не более 170 °С.

9.3.30 Нитрозный газ из конденсатора-окислителя с температурой не более 80 °С поступает под первую тарелку абсорбционной колонны, в которой происходит процесс абсорбции диоксида азота с образованием азотной кислоты. Далее нитрозные газы последовательно проходят сорок тарелок. Сверху вниз на тарелки поступает конденсат сокового пара и кислый конденсат, растворяя при этом окислы азота. Концентрация азотной кислоты постепенно увеличивается, достигая максимума на нижней тарелке, и азотная кислота стекает в кубовую часть колонны.

9.3.31 Из кубовой части абсорбционной колонны азотная кислота с массовой долей не менее 47 % подается на верхнюю тарелку отдувочной колонки, а под первую тарелку колонки поступает атмосферный воздух. В отдувочной колонке происходит отдувка растворенных окислов азота, которые проходят сепаратор и поступают на всас турбокомпрессора.

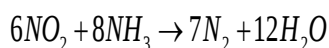
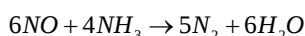
9.3.32 После отдувочной колонки азотная кислота и сепарат из сепаратора самотеком по общему коллектору передаются на хранение.

9.3.33 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве слабой азотной кислоты по комбинированной схеме

9.3.33.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве слабой азотной кислоты по комбинированной схеме ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

9.3.33.2 Для сокращения выбросов оксидов азота из отходящих газов после абсорбционных колонн применяется низкотемпературная каталитическая очистка.

9.3.33.3 Сущность метода низкотемпературной каталитической очистки заключается в каталитическом разложении оксидов азота на селективном алюмованадиевом катализаторе в реакторах каталитической очистки, где при температуре от 270 °С до 300 °С происходит разложение оксидов азота по следующим реакциям:



Реактор каталитической очистки представляет собой полый вертикальный цилиндрический аппарат с распределительной решёткой и сетчатой тарелкой, на которую засыпан алюмованадиевый катализатор.

9.3.34 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве слабой азотной кислоты по комбинированной схеме

9.3.34.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве слабой азотной кислоты от оксидов азота (NO_x) является низкотемпературная каталитическая очистка отходящих газов.

9.3.34.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

9.3.34.3 В таблице 9.2 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве слабой азотной кислоты по комбинированной схеме [3].

Таблица 9.2 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве слабой азотной кислоты с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источник выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т слабой азотной кислоты, не более	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Азота оксиды	Абсорбционная колонна	0,880	180,0	Каталитическая очистка отходящих газов, производственные наблюдения

10 Производство фосфорной кислоты

10.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения экстракционной упаренной фосфорной кислоты H₃PO₄ методом разложения фосфатного сырья серной кислотой в присутствии оборотной фосфорной кислоты.

10.2 Блок-схема получения фосфорной кислоты приведена на рисунке 10.1.

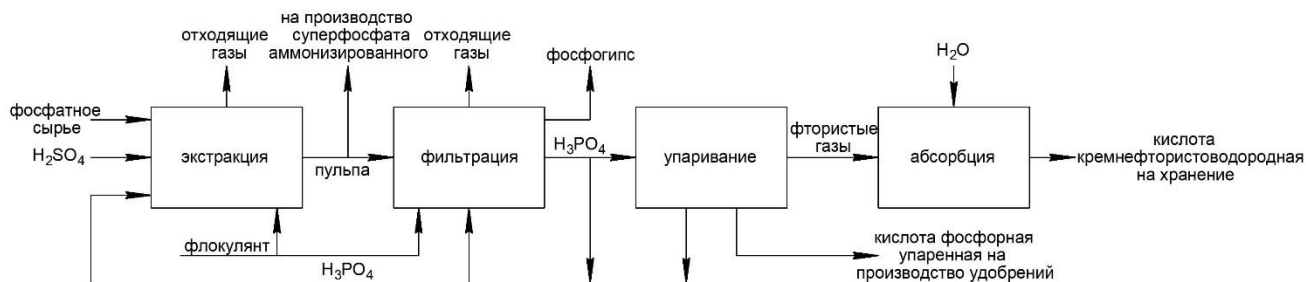


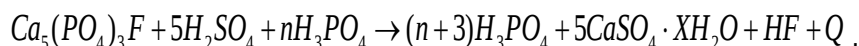
Рисунок 10.1 – Блок-схема получения фосфорной кислоты

Образующаяся в технологическом процессе кремнефтористоводородная кислота H_2SiF_6 полностью утилизируется в технологии получения фтористого алюминия.

10.3 В зависимости от условий процесса (температура, содержание P_2O_5 в жидкой фазе пульпы) разложение фосфатного сырья серной кислотой на стадии экстракции происходит с образованием полу-гидрата сульфата кальция $\text{CaSO}_4 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$ или дигидрата сульфата кальция $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Процесс производства фосфорной кислоты соответственно классифицируется как полугидратный либо дигидратный.

10.4 В качестве фосфатного сырья применяется апатитовый концентрат, фосфиты или их смеси. В процессе производства используется концентрированная серная кислота.

10.5 Процесс разложения фосфатного сырья смесью серной и оборотной фосфорной кислотами (экстракция) осуществляется по реакции:



где $\text{X}=0,5$ для полугидратного процесса либо $\text{X}=2$ для дигидратного процесса.

10.6 Процесс экстракции осуществляется в секционном экстракторе либо в реакторах разложения и дозревания.

10.7 Экстрактор разделен перегородками на 10 отсеков, из которых восемь – рабочих, девятый – транспортный, предназначен для установки насосов, а десятый – распределительная емкость, откуда охлажденную в вакуум-испарителе пульпу отправляют в первый отсек на рециркуляцию и частично на фильтрацию. Фосфатное сырье подается в первый отсек экстрактора, смесь серной и оборотной фосфорной кислот – в третий. Для разрушения пены при работе на смеси апатитового концентрата и фосфорита в экстрактор подается пеногаситель.

Для отвода избыточного тепла экзотермической реакции осуществляется вакуум-испарение пульпы и ее многократная циркуляция в экстракторе.

Экстракционная пульпа из отсека погружными насосами подается в вакуум-испаритель, где за счет испарения воды она несколько охлаждается и возвращается в десятый отсек, откуда основная часть пульпы через переливное окно из десятого отсека возвращается в первый отсек экстрактора для поддержания температуры, а оставшая часть пульпы насосом подается на карусельный вакуум-фильтр.

Паровоздушная смесь с примесью фтористых газов из вакуум-испарителя поступает в брызгоуловитель и затем в промывную башню. Отделенный в брызгоуловителе раствор также возвращается в экстрактор. В промывной башне происходит улавливание основного количества фтористых соединений, выделившихся в вакуум-испарителе.

10.8 При ином аппаратном оформлении процесс экстракции осуществляется в каскадно расположенных реакторе разложения и реакторе дозревания, соединенных между собой перетоком пульпы и газоходом сообщения. Объем и внутреннее устройство реакторов обеспечивают применение системы для осуществления полугидратного и дигидратного процессов. Расчетное время пребывания пульпы в экстракторе составляет от 2 до 3,5 ч в полугидратном режиме и от 6 до 8 ч в дигидратном режиме.

Особенностью реактора разложения является наличие мощного циркуляционного контура во всем объеме реактора. Реактор разложения оборудован радиальной перегородкой, шестью специализированными мешалками и двумя циркуляторами пульпы. При этом контур циркуляции частично совмещается с подачей пульпы на охлаждение, которое осуществляется посредством контакта пульпы с охлаждающим воздухом в высокоэффективном теплообменном аппарате.

Реактор дозревания предназначен для снятия остаточного пересыщения по сульфату кальция и кремнефторидам, а также доразложения фосфатного сырья и устранения возможности его проскока на стадию фильтрации. Конструктивно реактор разложения представляет собой емкость, разделенную радиальными перегородками на четыре равнообъемных отсека.

Подача серной кислоты в реакторы осуществляется в несколько точек: две – в реакторе разложения, одна – в реакторе дозревания.

Охлаждение пульпы в экстракторе осуществляется за счет насыщения парами воды охлаждающего воздуха, поступающего по газоподводящему патрубку под давлением, и нагрева его в пенном режиме с использованием теплообменного аппарата.

10.9 Для улучшения фильтрующих свойств пульпы и увеличения степени отмывки фосфогипса при работе на фосфоритах предусматривается непрерывная подача раствора флокулянта в один из отсеков экстрактора и трубопровод подачи пульпы на вакуум-фильтр или одну из секций реактора дозревания.

10.10 Готовая пульпа из экстрактора насосом подается на фильтрацию.

10.11 Разделение пульпы на фосфогипс и экстракционную фосфорную кислоту осуществляется на карусельном вакуум-фильтре либо ленточном вакуум-фильтре.

10.12 При осуществлении фильтрации на карусельном вакуум-фильтре пульпа насосом подается на питающий желоб, откуда непрерывно равномерно распределяется по 24-м ячейкам карусельного вакуум-фильтра с фильтровальной тканью в основании. Процесс фильтрования осуществляется в три стадии фильтрации различной концентрации и водой для уменьшения потерь фосфорной кислоты. После прохождения осадка через зоны фильтрования и промывки при помощи сжатого воздуха из каждого лотка выгружается осадок фосфогипса. Далее каждая ячейка проходит под оросительным устройством, где происходит отмывка полотен фильтра горячим конденсатом.

После промывки полотен ячейки возвращаются в исходное рабочее положение и, с помощью разрежения, создаваемого вакуум-насосом, ткань осушается. Отжатая от ткани жидкость собирается в вакуум-приемнике и возвращается в бак.

Фильтрат от промывок подается в качестве оборотной фосфорной кислоты на стадии экстракции либо возвращается на стадию фильтрации для промывки фосфогипса.

10.13 При осуществлении процесса фильтрации на ленточном вакуум-фильтре фильтруемый продукт по дренажной ленте последовательно проходит через пять зон: в первой зоне осуществляется отсос предфильтрата, во второй – отсос продукционной фосфорной кислоты, в третьей и четвертой зоне – кислотные промывки продукта, в пятой – промывка продукта загрязненной, а затем подогретой оборотной водой. Пятая зона совмещена с зоной подсушки осадка. Отмытый и подсушенный фосфогипс непрерывно сыпается в бункер. После разгрузки осадка фильтровальное полотно и дренажная лента промываются горячей водой промывочными коллекторами с форсунками.

10.14 Концентрирование (упаривание) экстракционной фосфорной кислоты после стадии фильтрации производится в непрерывном режиме на параллельно работающих вакуум-выпарных установках с принудительной циркуляцией кислоты через выносные теплообменники.

10.15 Фосфорная кислота в теплообменниках нагревается глухим паром. Далее раствор поступает в вакуум-испарители, где из раствора испаряется вода, выделяются фтористые газообразные соединения и происходит концентрирование фосфорной кислоты.

10.16 Меньшая часть кислоты выводится из выпарного аппарата, как готовый продукт, а основная масса, после смешения с экстракционной фосфорной кислотой, возвращается в цикл.

10.17 Упаренная фосфорная кислота из системы упаривания через гидравлические затворы передается на хранение.

10.18 Побочным продуктом производства фосфорной кислоты является кремнефтористоводородная кислота, образующаяся в результате абсорбции фторсодержащих газов.

10.19 Образующаяся в вакуум-испарителях парогазовая смесь поступает в брызгоуловители, где очищается от брызг фосфорной кислоты и далее поступает в скруббер Вентури либо в абсорбционную башню, орошаемые кремнефтористоводородной кислотой.

10.20 Процесс производства товарной кремнефтористоводородной кислоты производится по последовательной циркуляционной схеме абсорбции фтористых газов.

10.21 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве фосфорной кислоты

10.21.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве фосфорной кислоты ведутся периодические производственные наблюдения.

10.21.2 Газы, отсасываемые от четвертой, пятой и шестой секций секционного экстрактора, через сепаратор-пеногаситель, поступают в узел очистки с двумя скрубберами Вентури, последовательно установленными на сепарационных камерах. Скруберы орошаются фторной водой, подаваемой из сепарационной камеры через две форсунки: центральную, установленную в конфузоре скруббера, и верхнюю. Газ после отделения жидкости в сепарационной камере поступает на очистку в одноступенчатый прямоточный скоростной абсорбер.

В газопровод перед абсорбером также подаются газы от вакуум-насосов.

Отходящие газы от зонта карусельного вакуум-фильтра и баковой аппаратуры поступают в скруббер Вентури, установленный на сепарационной камере. Скруббер орошается фторной водой, подаваемой из сепарационной камеры в центральную форсунку, установленную сверху скруббера. Газ, после отделения жидкости в сепарационной камере, объединяется с газами системы очистки отходящих газов от секционного экстрактора.

Очищенные от фтористых соединений газы через дымовую трубу выбрасываются в атмосферный воздух.

10.21.3 Очистка фторсодержащих газов из реактора разложения и реактора дозревания обеспечивается в абсорбционной системе, включающей полый абсорбер, трехступенчатый прямоточный скоростной абсорбер, дымосос и два циркуляционных сборника с насосами. Орошение предусматривается в следующих точках: на газоходе, две форсунки в полном абсорбере, три форсунки в газоходе между абсорберами и три форсунки в трехступенчатом абсорбере. В качестве орошающей жидкости применяется вода. Для улавливания соединений фтора из газовой смеси после баковой аппаратуры и вакуум-фильтров стадии фильтрации применяется одноступенчатый скруббер Вентури. Затем очищенные газы дымососом выбрасываются в атмосферный воздух.

10.22 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве фосфорной кислоты

10.22.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве фосфорной кислоты является их абсорбция фторной водой с применением абсорберов, скрубберов Вентури.

10.22.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

10.22.3 В таблице 10.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов от фтористых газообразных соединений при производстве фосфорной кислоты.

Таблица 10.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве фосфорной кислоты с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источник выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т P_2O_5 , не более	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Фтористые газообразные соединения (в пересчете на фтор) – гидрофторид (дигидратный процесс)	Секционный экстрактор, баковая аппаратура, вакуум-насосы	0,07	10,0	Абсорбция, производственные наблюдения
Фтористые газообразные соединения (в пересчете на фтор) – гидрофторид (полугидратный, дигидратный процесс)	Двухреакторный экстрактор, баковая аппаратура, вакуум-фильтры	0,15 (дигидратный процесс) 0,1 (полугидратный процесс)	10,0	Абсорбция, производственные наблюдения

11 Производство СА

11.1 В настоящем разделе описываются два технологических процесса получения СА $(NH_4)_2SO_4$: из побочных продуктов производства капролактама и из побочных продуктов производства МА.

11.2 Производство СА из сульфатных щелоков – побочных продуктов производства капролактама

11.2.1 Исходным сырьем для получения СА является раствор СА и аммиачная вода.

11.2.2 СА в производстве капролактама образуется на стадиях оксимирования и перегруппировки производства капролактама. На стадии оксимирования в результате взаимодействия циклогексана и гидроксилсульфата получается циклогексаноноксим. Под воздействием олеума циклогексаноноксим подвергается перегруппировке, а после нейтрализации перегруппированного продукта аммиаком образуется капролактама в виде лактамного масла, а также водный раствор сульфата аммония, который направляется на стадию получения кристаллического сульфата аммония.

11.2.3 Технологический процесс производства СА из сульфатных щелоков заключается в упаривании и кристаллизации растворов СА с последующим отделением кристаллов от маточного раствора в сгустителях и центрифугах, сушкой продукта в сушильных агрегатах.

11.2.4 Блок-схема производства СА из сульфатных щелоков приведена на рисунке 11.1.



Рисунок 11.1 – Блок-схема производства СА из сульфатных щелоков

11.2.5 На установке доупаривания осуществляется упаривание растворов СА с концентрацией не менее 23,5 %, подаваемых с производства капролактама, до концентрации от 40 % до 43 %.

11.2.6 Упаривание и кристаллизация растворов СА осуществляются в двух параллельно работающих циркуляционных циклах.

11.2.7 В первом цикле происходит упаривание и кристаллизация растворов под атмосферным давлением за счёт тепла перегретого пара давлением 0,6 МПа с температурой 200 °С. Температура циркулирующих растворов в первом цикле составляет от 104 °С до 125 °С. В испарителе первой ступени раствор нагревается и кипит при температуре в интервале от 105 °С до 125 °С. Образующаяся парожидкостная смесь поступает в сепаратор, где происходит отделение соковых паров от раствора. Сепаратор работает под избыточным давлением до 0,03 МПа.

11.2.8 Во втором цикле упаривание и кристаллизация растворов СА осуществляется под вакуумом от 0,020 до 0,038 МПа с использованием тепловой энергии соковых паров после первой ступени. Темпе-

ратура циркулирующих растворов во втором цикле составляет от 67 °С до 90 °С. В испарителе второй ступени раствор кипит при температуре от 95 до 118 °С.

11.2.9 Суспензия, содержащая до 20 % кристаллов, из кристаллизаторов подается в сгустители, где происходит осаждение кристаллов под действием сил тяжести до содержания в суспензии кристаллов 60 %. В результате центрифугирования кристаллы СА отделяются от маточного раствора и с влажностью не более 2,5 % направляются на сушку.

11.2.10 Сушка кристаллов осуществляется в вибрационных сушилках кипящего слоя воздухом с температурой от 80 °С до 130 °С.

11.2.11 Высушенный до влажности 0,2 % и охлажденный до температуры 45 °С, товарный продукт системой конвейеров передается на хранение.

11.2.12 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве СА из сульфатных щелоков

11.2.12.1 При производстве СА из сульфатных щелоков для очистки отходящих газов от выбросов газообразного аммиака не применяются технические методы очистки, для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух ведутся периодические производственные наблюдения.

11.2.13 НДТМ для очистки отходящих газов от газообразного аммиака при производстве СА из сульфатных щелоков

11.2.13.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве СА из сульфатных щелоков должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

11.2.13.2 В таблице 11.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве СА из сульфатных щелоков [3].

Таблица 11.1 – Выбросы газообразного аммиака в атмосферный воздух при производстве СА из сульфатных щелоков с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источник выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т СА, не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Аммиак	Центрифуги	0,0034	Производственные наблюдения

11.3 Производство СА из побочных продуктов производства МА

11.3.1 Исходным сырьём для получения СА является маточный раствор из побочных продуктов производства МА. В состав маточного раствора входят: бисульфат аммония (до 30 % мас.), серная кислота (до 15 % мас.), диметилсульфат, метилсульфат, метанол, МА и другие органические примеси.

11.3.2 Блок-схема производства сульфата аммония из побочных продуктов производства МА приведена на рисунке 11.2.

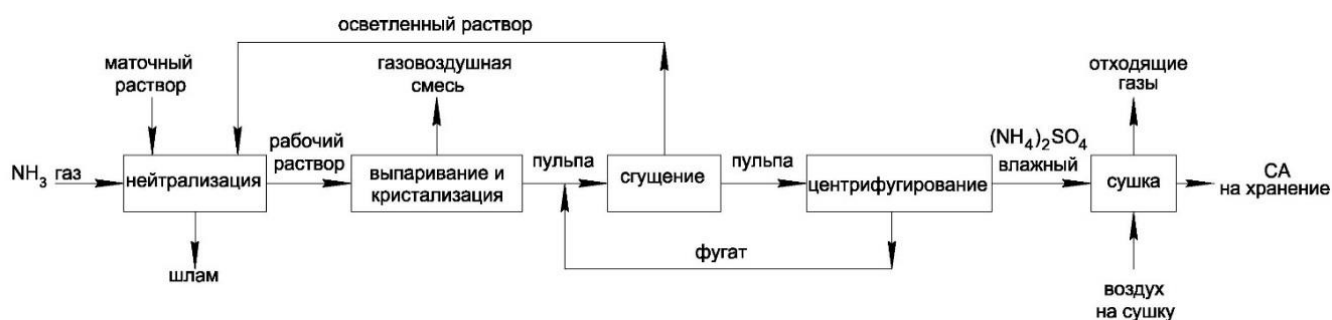
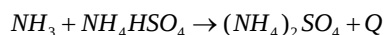
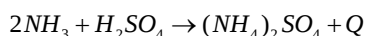


Рисунок 11.2 – Блок-схема производства СА из побочных продуктов производства МА

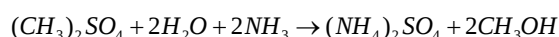
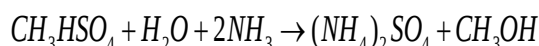
11.3.3 Маточный раствор с производства МА отстаивается от шлама в сборниках, затем насосом подается на стадию нейтрализации.

11.3.4 В нейтрализатор по трубопроводу через барботер поступает газообразный аммиак с давлением в интервале от 0,1 до 0,6 МПа. В нейтрализатор также подается осветленный раствор со стадии сгущения. Для предотвращения вспенивания в нейтрализатор периодически подается антивспениватель.

11.3.5 В нейтрализаторе осуществляется процесс нейтрализации кислых остатков производства МА аммиаком при температуре от 30 °С до 70 °С, атмосферном давлении и рН среды в интервале от 4,5 до 7,5 с образованием сульфата аммония. Процесс описывается уравнениями:



Кроме основных реакций, идут сопутствующие реакции нейтрализации метилсульфата и диметилсульфата, в результате которых образуется дополнительное количество СА:



11.3.6 Нейтрализованный раствор из нейтрализатора центробежным насосом подается в подогреватель, где паром нагревается до температуры в интервале от 70 °С до 100 °С. Далее раствор поступает в систему трёх последовательно работающих вакуум-кристаллизаторов для осуществления процесса выпаривания конденсата из раствора и кристаллизации соли сульфата аммония.

В вакуум-кристаллизаторе при вакууме в интервале от 0,05 до 0,07 МПа часть воды и легкокипящих примесей испаряется, при этом температура раствора снижается до температуры в интервале от 60 °С до 80 °С и начинается кристаллизация соли СА.

Раствор СА из вакуум-кристаллизатора, за счёт разницы давлений, перетекает во второй вакуум-кристаллизатор, где при вакууме от 0,06 до 0,08 МПа продолжается кристаллизация сульфата и испарение воды и легкокипящих примесей. При этом температура раствора снижается до температуры в интервале от 45 °С до 75 °С.

В третьем вакуум-кристаллизаторе при вакууме от 0,075 до 0,095 МПа завершается процесс испарения воды и роста кристаллов соли. Температура раствора при этом понижается до значений в интервале от 35 °С до 65 °С.

Пары из вакуум-кристаллизаторов поступают в конденсаторы, где охлаждаются и конденсируются.

11.3.7 Пульпа из вакуум-кристаллизатора самотёком поступает в сборник с мешалкой, откуда центробежным насосом подается в гидроциклон сгустителя, где кристаллы осаждаются в нижней конической части аппарата, а осветлённый маточный раствор собирается в верхней части.

11.3.8 Осветлённый маточный раствор, содержащий мелкие кристаллы СА, из сгустителя самотёком подается в нейтрализатор. Пульпа из сгустителя периодически подается в центрифугу.

11.3.9 Влажная соль СА из центрифуги поступает в загрузочное устройство сушилки. Фугат из центрифуги самотёком сливается в сборник, откуда подается в поток пульпы на стадию сгущения.

11.3.10 Сушка пульпы осуществляется в сушилке атмосферным воздухом с температурой в интервале от 100 °С до 140 °С.

11.3.11 Сухой СА из сушилки с помощью конвейера и элеватора передается на хранение.

11.3.12 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве СА из побочных продуктов производства МА

11.3.12.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве СА из побочных продуктов производства МА ведутся периодические производственные наблюдения.

11.3.12.2 Для очистки отходящих газов после сушилки предусматривается установка механической очистки, состоящая из циклона и барботажно-вихревого аппарата для мокрой очистки газа от твердых частиц. Обработанный воздух после сушилки поступает в циклон, где частично очищается от твердых частиц СА. Далее из циклона твердые частицы СА по патрубку сыпается на конвейер, а воздух через барботажно-вихревой аппарат вентилятором выбрасывается в атмосферный воздух.

Для тонкой очистки воздуха от твердых частиц СА барботажно-вихревой аппарат до перелива заполняется оборотной водой. После заполнения аппарата вода циркулирует в нём за счёт движения потока воздуха. По мере насыщения СА вода из аппарата самотёком сливается в сборник пульпы после стадии выпаривания и кристаллизации.

11.3.13 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве СА из побочных продуктов производства МА

11.3.13.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве СА из побочных продуктов МА является двухступенчатая очистка комбинированием сухой и мокрой очистки газовоздушных потоков от твердых частиц.

11.3.13.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

11.3.13.3 В таблице 11.2 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ очистки отходящих газов при производстве СА из побочных продуктов МА.

Таблица 11.2 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве СА из побочных продуктов производства МА с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т СА	НДТМ для очистки отходящих газов
ДиАммоний сульфат	Технологический процесс получения СА из побочных продуктов производства МА	0,71	Сухая и мокрая очистка отходящих газов от твердых частиц, производственные наблюдения
Метанол		0,66	
МА		0,30	
Аммиак		0,23	
Диметиловый эфир		0,20	
Сера диоксид		0,06	
НАК		0,02	

12 Производство КАС

12.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения КАС методом смешивания карбамида и нитрата аммония. Технологический процесс реализован по двум схемам: из растворов карбамида и нитрата аммония, а также из раствора карбамида и раствора нитрата аммония, полученного нейтрализацией аммиака азотной кислотой.

12.2 В зависимости от содержания азота КАС выпускаются трех марок: КАС-28; КАС-30 и КАС-32.

12.3 Метод производства жидких азотных удобрений основан на смешивании в заданной пропорции растворов нитрата аммония и карбамида определенных концентраций, охлаждении полученной смеси и введении ингибитора коррозии.

12.4 Технологический процесс получения КАС из растворов карбамида и нитрата аммония

12.4.1 Блок-схема технологического процесса получения КАС из растворов карбамида и нитрата аммония приведена на рисунке 12.1.

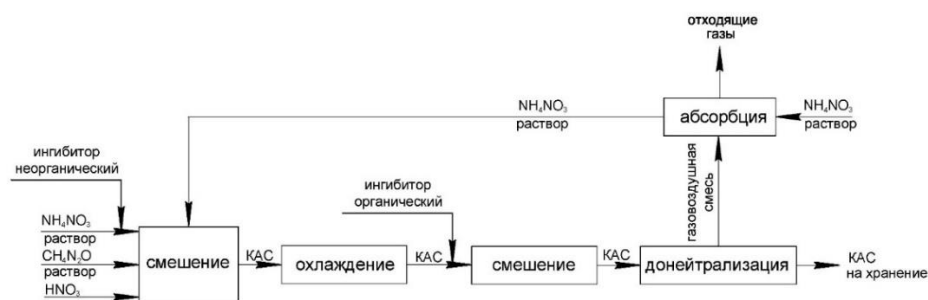


Рисунок 12.1 – Блок-схема получения КАС из растворов карбамида и нитрата аммония

12.4.2 Для получения различных марок КАС в реактор-смеситель подаются растворы аммиачной селитры и карбамида с различной концентрацией, где смешиваются в заданном соотношении.

12.4.3 Для нейтрализации избыточного аммиака в растворе КАС используется азотная кислота.

12.4.4 После реактора-смесителя полученная смесь поступает в теплообменник для охлаждения оборотной водой.

12.4.5 Для дальнейшего выравнивания состава КАС по содержанию воды охлажденная смесь направляется во второй реактор-смеситель, куда подается конденсат сокового пара.

12.4.6 После теплообменника КАС поступает в донейтрализатор, в верхней части которого установлена дегазационная насадка, способствующая отделению газовой фазы из раствора.

12.4.7 В технологический процесс подается также органический или неорганический ингибитор коррозии.

12.4.8 Из донейтрализатора готовый раствор КАС передается на хранение.

12.4.9 Отходящие газы из донейтрализатора и емкостей проходят через скруббер-нейтрализатор, орошаемый подкисленным раствором нитрата аммония. Часть раствора подается в реактор-смеситель на переработку в раствор КАС.

12.5 Технологический процесс получения КАС из раствора карбамида, жидкого аммиака и азотной кислоты

12.5.1 Блок-схема получения КАС из раствора карбамида, жидкого аммиака и азотной кислоты приведена на рисунке 12.2.

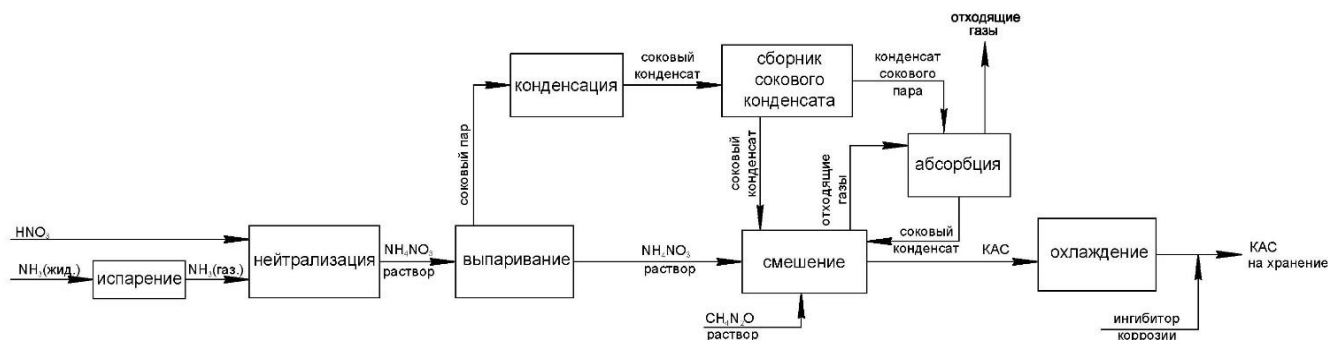


Рисунок 12.2 – Блок-схема получения КАС из раствора карбамида, жидкого аммиака и азотной кислоты

12.5.2 Жидкий аммиак поступает в испаритель аммиака, где испаряется посредством теплообмена с оборотной водой.

12.5.3 Газообразный аммиак через подогреватель поступает в смеситель-нейтрализатор, куда также подается подогретая азотная кислота. Для получения раствора нитрата аммония реализован контур нейтрализации, состоящий из смесителя-нейтрализатора, сепаратора сокового пара и циркуляционного насоса нитрата аммония.

12.5.4 Соковый пар, образующийся при вскипании в сепараторе сокового конденсата, очищается от увлекаемых с ним паров азотной кислоты и нитрата аммония промывкой противотоком соковым конденсатом на тарелках. Образовавшийся соковый конденсат из конденсатора сокового пара и подогревателя азотной кислоты самотеком поступает в сборник сокового конденсата.

12.5.5 В резервуар смешивания поступают: раствор нитрата аммония с массовой концентрацией от 90 % до 93 % и с температурой не более 120 °С, раствор карбамида с концентрацией 77,3 % и соковый конденсат для регулирования содержания азота в растворе КАС.

12.5.6 Отходящие газы, содержащие углекислый газ и следы аммиака, которые не могут быть растворены или нейтрализованы в резервуаре смешивания КАС, поступают в скруббер, где абсорбируются соковым конденсатом.

12.5.7 Соковый конденсат из скруббера абгазов возвращается в технологический процесс – подается в резервуар смешивания КАС.

12.5.8 Из резервуара смешивания КАС поступает в охладитель, где охлаждается оборотной водой до температуры не более 45 °С.

12.5.9 Продуктовый раствор КАС из резервуара смешивания после охлаждения и введения ингибитора коррозии передается на хранение.

12.6 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве КАС

12.6.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве КАС ведутся периодические производственные наблюдения.

12.6.2 Для улавливания свободного аммиака и углекислого газа из отходящих газов в технологическом процессе производства КАС реализована технологическая стадия абсорбции в скрубберах.

12.6.3 После прохождения скрубберов отходящие газы от «дыхания» емкостного оборудования выбрасываются в атмосферный воздух.

12.7 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве КАС

12.7.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве КАС должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

12.7.2 В таблице 12.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве КАС.

Таблица 12.1 – Выбросы газообразного аммиака в атмосферный воздух при производстве КАС с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т КАС	НДТМ для очистки отходящих газов
Аммиак	«Дыхание» емкостного оборудования	0,001	Производственные наблюдения
Примечание – Для получения раствора КАС в промышленности во всем мире используют единственный способ: смешение растворов карбамида и аммиачной селитры. Главные стадии производства: смешение, охлаждение, разбавление, нейтрализация аммиака, фильтрация. В технологиях разных разработчиков могут существенно отличаться лишь источник сырья. Технология производства при этом неизменна. В связи с этим выбор технологии безальтернативен [4].			

13 Производство NP- и NPK-удобрений

13.1 В настоящем разделе описаны три технологических процесса получения NP- и NPK-удобрений методом, основанным на нейтрализации фосфатной пульпы или фосфорной кислоты аммиаком жидким по схемам: «трубчатый реактор – аммонизатор-гранулятор – сушильный барабан», «трубчатый реактор – барабанный гранулятор-сушилка» и «трубчатый реактор – гранулятор – сушильный барабан».

13.2 Технологический процесс получения NP-удобрений (гранулированного аммофоса) и комплексных NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – аммонизатор-гранулятор – сушильный барабан»

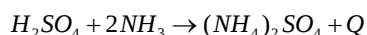
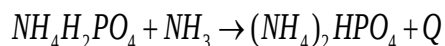
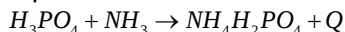
13.2.1 Основным исходным сырьем для получения NP-удобрений по схеме «трубчатый реактор – аммонизатор-гранулятор – сушильный барабан» являются аммиак жидкий, фосфорная кислота, кислота серная техническая; для получения NPK-удобрений – аммиак жидкий, фосфорная кислота, кислота серная техническая, карбамид и хлористый калий.

13.2.2 Блок-схема производства приведена на рисунке 13.1.



Рисунок 13.1 – Блок-схема производства NP- и NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – аммонизатор-гранулятор – сушильный барабан»

13.2.3 Нейтрализация фосфорной и серной кислоты жидким аммиаком осуществляется в трубчатых реакторах. Процесс нейтрализации протекает по основным химическим реакциям:



Помимо основных реакций на стадии нейтрализации протекают побочные реакции, связанные с присутствием примесей в фосфорной кислоте, конечный состав продуктов которых зависит от состава примесей, pH и других факторов.

13.2.4 Из трубчатых реакторов нейтрализованная пульпа поступает в аммонизатор-гранулятор, где происходит доаммонизация ее жидким аммиаком и гранулирование шихты.

Газовоздушная смесь, отсасываемая из аммонизатора-гранулятора, содержащая соединения фтора и аммиака, направляется для очистки в систему абсорбции.

13.2.5 Влажный гранулированный продукт из аммонизатора-гранулятора поступает в сушильный барабан, где осуществляется сушка влажных гранул прямоточными топочными газами, полученными при сжигании природного газа.

В процессе сушки происходит выделение аммиака и фтора в результате термического разложения солей, входящих в состав продукта, по следующим реакциям:



13.2.6 Дымовые газы, содержащие твердые частицы, аммиак и соединения фтора, после сушильного барабана направляются в систему механической очистки от твердых частиц с возвратом в процесс уловленных твердых частиц в виде ретур после чего поступают в систему абсорбции.

13.2.7 Из сушильного барабана гранулы продукта подаются на классификацию и дробление.

Затем охлажденный продукт обрабатывается антислеживателем и индустриальным маслом и передается на хранение.

Газовоздушный поток с твердыми частицами после стадий классификации и сушки поступает в систему механической очистки от твердых частиц.

13.3 Технологический процесс получения NP-удобрений и комплексных NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – барабанный гранулятор-сушилка»

13.3.1 Основным исходным сырьем для получения NP- и NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – барабанный гранулятор-сушилка» являются фосфорная кислота, фосфатная пульпа, серная кислота, жидкий аммиак и хлористый калий (для NPK-удобрений). По данной схеме в качестве NP-удобрений получают аммонизированный суперфосфат, аммофос, сульфаммофос.

13.3.2 Блок-схема процесса приведена на рисунке 13.2.

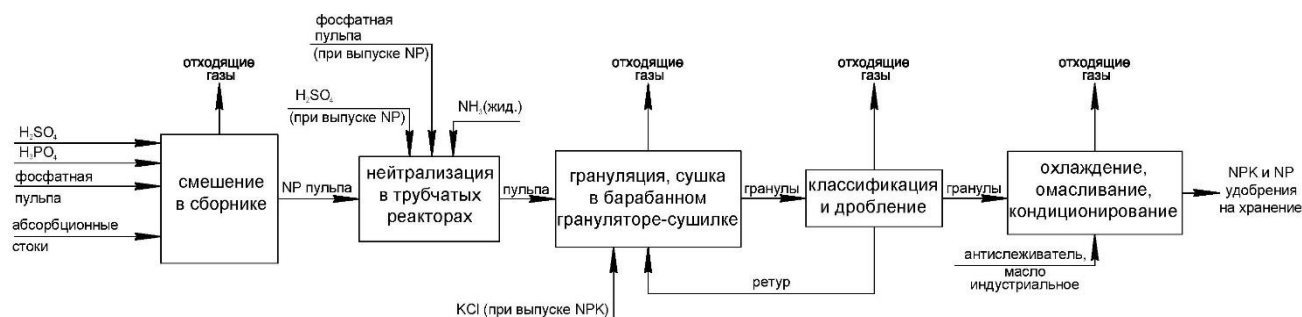


Рисунок 13.2 – Блок-схема производства NP- и NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – барабанный гранулятор-сушилка»

13.3.3 При выпуске NP-удобрений фосфатная пульпа и серная кислота нейтрализуются жидким аммиаком в трубчатых реакторах.

При выпуске NPK-удобрений смесь фосфорной кислоты, серной кислоты и абсорбционных стоков, предварительно смешанных в сборнике, поступает на нейтрализацию жидким аммиаком в трубчатые реактора.

13.3.4 Процесс нейтрализации протекает по реакциям, приведенным в 13.2.3. Нейтрализованная пульпа напыляется на завесу продукта в барабанный гранулятор-сушилку (сюда же подается калий хлористый – при производстве NPK-удобрений), где происходят процессы гранулирования и сушки в потоке горячих топочных газов, полученных сжиганием природного газа.

Парогазовая смесь из барабанного гранулятора-сушилки направляется в систему абсорбции.

13.3.5 Высушенный продукт из барабанного гранулятора-сушилки поступает на классификацию и дробление. Товарная фракция продукта подается на охлаждение.

Газовоздушная смесь с твердыми частицами от узлов рассева и охлаждения проходит очистку от твердых частиц в циклонах, а затем поступает в систему абсорбции.

13.3.6 При необходимости гранулы проходят стадию омасливания индустриальным маслом, подаваемым форсункой, установленной в охлаждающем барабане и стадию кондиционирования антислеживателем.

13.3.7 Готовый продукт после охлаждения передается на хранение.

13.4 Технологический процесс получения комплексных NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – гранулятор – сушильный барабан»

13.4.1 Основным исходным сырьем для получения комплексных NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – гранулятор – сушильный барабан» являются: фосфорная кислота, серная кислота, хлористый калий и карбамид (при производстве NPK-удобрений с высоким содержанием азота).

13.4.2 Блок-схема производства комплексных NPK-удобрений приведена на рисунке 13.3.



Рисунок 13.3 – Блок-схема производства комплексных NPK-удобрений

13.4.3 Нейтрализация серной и фосфорной кислот жидким аммиаком производится в трубчатом реакторе по реакциям, приведенным в 13.2.3.

13.4.4 Пульпа из трубчатого реактора разбрызгивается в грануляторе на слой шихты, состоящей из смеси ретура, хлористого калия, карбамида и различных добавок.

Отходящие газы из гранулятора, содержащие твердые частицы, аммиак и фтористые соединения, направляется на систему абсорбции.

13.4.5 Дымовые газы, содержащие твердые частицы, аммиак и соединения фтора, направляются в систему механической очистки от твердых частиц и далее на абсорбцию.

13.4.6 Высушенные гранулы подаются на рассев для разделения на фракции.

Затем товарная фракция передается на охлаждение.

13.4.7 После охлаждения гранулы поступают в барабан-кондиционер на обработку для предотвращения их слеживания.

Газовоздушный поток с твердыми частицами после стадий отсева и охлаждения поступает в системы очистки от твердых частиц (механической и мокрой очистки).

13.5 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве NP- и NPK-удобрений

13.5.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве NP- и NPK-удобрений ведутся периодические производственные наблюдения.

13.5.2 Очистка отходящих газов при производстве NP- и NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – аммонизатор-гранулятор – сушильный барабан»

13.5.2.1 Очистка газовоздушной смеси после аммонизатора-гранулятора от соединений фтора и аммиака производится в двухстадийной системе абсорбции.

На первой стадии для очистки отходящих газов от аммиака применяется скруббер «Вентури» и абсорбер типа АКТ, работающие под разрежением.

На второй стадии очистки для улавливания фтористых соединений применяется абсорбер, работающий под избыточным давлением.

13.5.2.2 Дымовые газы после сушильного барабана, содержащие твердые частицы, аммиак и соединения фтора, проходят сухую очистку от твердых частиц в батарейном циклоне и очистку от аммиака и фтористых соединений в двухступенчатой системе абсорбции, работающей под разрежением и состоящей из абсорбера пенного скоростного с кольцевой тарелкой и абсорбера с кольцевой тарелкой и провальными решетками.

13.5.2.3 Очищенные отходящие газы после аммонизатора-гранулятора и сушильного барабана выбрасываются в атмосферный воздух через общую дымовую трубу.

13.5.3 Очистка отходящих газов при производстве NP- и NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – барабанный гранулятор-сушилка»

13.5.3.1 Очистка отходящих газов от фтористых соединений, паров серной и фосфорной кислот производится в три ступени в пенном скоростном абсорбере.

13.5.3.2 Очистка отходящих газов от фтористых соединений, аммиака, оксидов азота, оксидов углерода и твердых частиц от барабанного гранулятора-сушилки производится в системе абсорбции, состоящей из одноступенчатого абсорбера и абсорбера пенного скоростного.

13.5.3.3 Газовоздушная смесь с твердыми частицами после охлаждающего барабана и грохотов проходит две стадии очистки. На первой стадии осуществляется сухая очистка от твердых частиц в циклонах. Уловленные в циклонах твердые частицы собираются в расположенном под циклонами бункере со встроенным шнеком. Затем газовоздушная смесь с твердыми частицами от циклонов поступает на очистку в пенный скоростной абсорбер.

13.5.3.4 Очищенные от фтористых соединений, аммиака и твердых частиц газы через дымовую трубу выбрасываются в атмосферный воздух.

13.5.4 Очистка отходящих газов при производстве NPK-удобрений по схеме «трубчатый реактор – гранулятор – сушильный барабан»

13.5.4.1 Очистка отходящих газов из гранулятора от твердых частиц, аммиака и фтористых соединений осуществляется системой абсорбции. На первой ступени гидроциклоном улавливается аммиак и твердые частицы. На второй ступени отходящие газы поступают в абсорбер с кольцевой тарелкой типа АКТ либо в пенный скоростной абсорбер.

Дымовые газы из сушильного барабана подвергаются очистке от твердых частиц в циклоне. Далее газы, содержащие твердые частицы, аммиак и фтористых соединения, поступают в абсорбер с кольцевой тарелкой типа АКТ.

13.5.4.2 Воздух из охладителя, теплообменника-охладителя, грохотов, ленточных конвейеров, элеваторов, барабана-кондиционера, узла фасовки очищается от твердых частиц в циклонах. Твердые частицы от циклонов транспортной системой конвейеров возвращается в процесс.

После очистки в циклоне воздух проходит очистку от твердых частиц в скрубберах, орошаемых абсорбционной жидкостью.

13.5.4.3 Очищенный воздух вентиляторами выбрасывается в атмосферный воздух.

13.6 НДТМ для очистки отходящих газов от при производстве NP- и NPK-удобрений

13.6.1 НДТМ для очистки отходящих газов от твердых частиц, газообразных фтористых соединений и аммиака при производстве NP- и NPK-удобрений является двухступенчатая система очистки с применением сухого способа очистки в циклонах и мокрого в абсорберах либо скрубберах.

13.6.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

13.6.3 В таблице 13.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве NP- и NPK-удобрений.

Таблица 13.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве NP- и NPK-удобрений с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т NP- и NPK-удобрений, не более	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Фтористые газообразные соединения (в пересчете на фтор) – гидрофторид	Аммонизатор-гранулятор, сушильный барабан в технологическом процессе по схеме «трубчатый реактор – аммонизатор-гранулятор – сушильный барабан»;	0,1	10,0	Улавливание твердых частиц, абсорбция, производственные наблюдения
Твердые частицы	оборудование в технологическом процессе по схеме «трубчатый реактор – барабанный гранулятор – сушилка»;	0,4	50,0	
Аммиак	гранулятор, сушильный барабан в технологическом процессе по схеме «трубчатый реактор – гранулятор – сушильный барабан», оборудование стадий сушки, классификации, дробления фасовки в технологическом процессе по схеме «трубчатый реактор – гранулятор – сушильный барабан»	0,5	85,0	
Примечание – Концентрация аммиака в отходящих дымовых газах зависит от фактически производимого				

класса NP- и NPK- удобрений.

14 Производство карбамида

14.1 В настоящем разделе описываются технологические процессы получения карбамида $\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$ по трем схемам: с полным жидкостным рециклом; по стриппинг-процессу с грануляцией в грануляторе и приллированием в грануляционной башне и по стриппинг-процессу с гранулированием карбамида в грануляционной башне с аппаратом охлаждения в «кипящем слое».

14.2 Исходным сырьем для производства карбамида являются аммиак жидкий технический; газообразный диоксид углерода; карбамидоформальдегидный концентрат и антислеживающая добавка.

14.3 Технологический процесс получения карбамида с полным жидкостным рециклом

14.3.1 Блок-схема технологического процесса производства карбамида с полным жидкостным рециклом приведена на рисунке 14.1.

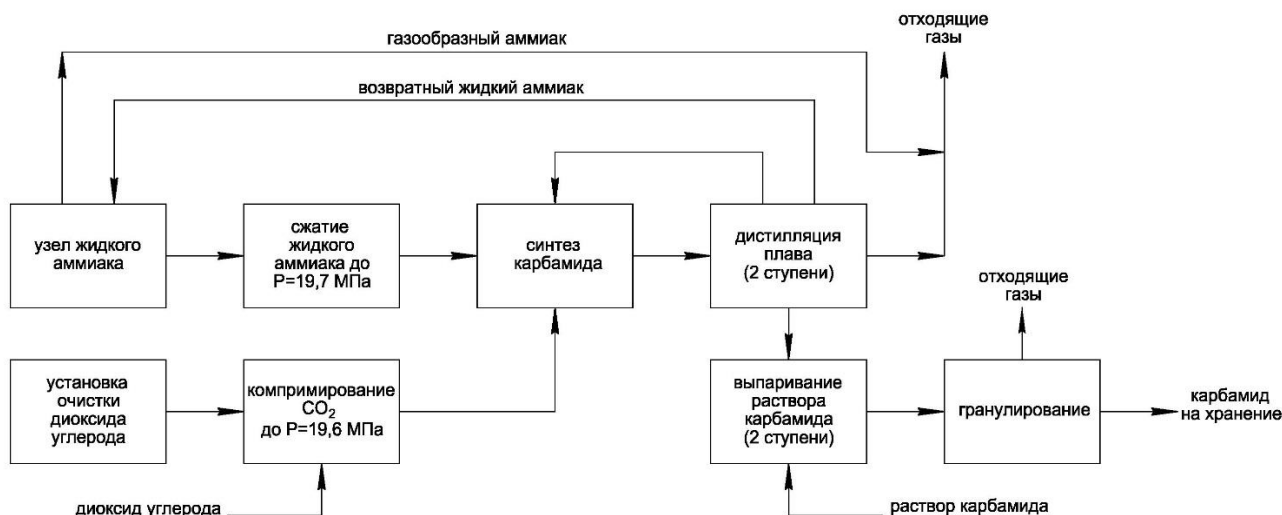
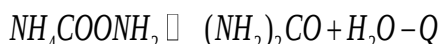


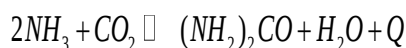
Рисунок 14.1 – Блок-схема получения карбамида с полным жидкостным рециклом

14.3.2 В смеситель раздельными потоками подаются следующие реагенты: газообразный диоксид углерода с температурой не более 142 °С и давлением до 19,6 МПа, жидкий аммиак с температурой не более 30 °С и давлением до 19,7 МПа и раствор углеаммонийных солей.

14.3.3 Из смесителя реакционная смесь с температурой от 167°С до 179 °С поступает в колонну синтеза. В колонне синтеза образовывается карбамат аммония и происходит его дегидратация с образованием карбамида:



суммарная реакция:



Процесс синтеза карбамида ведется при температуре верха колонны синтеза в пределах от 185 °С до 195 °С, низа колонны – от 172 °С до 185 °С, давлении в колонне синтеза – в пределах от 18,6 до 19,6 МПа. После колонны синтеза образуется плав следующего состава: массовая доля карбамида не менее 28 %, диоксида углерода – не более 14 %, воды – не более 22 %, аммиака – от 30 % до 37 %.

14.3.4 После колонны плав дросселируется до давления в пределах от 1,47 до 1,76 МПа и поступает на дистилляцию. Дистилляция протекает в две ступени. На первой ступени плав с температурой в пределах от 110 °С до 140 °С дросселируется до давления в интервале от 1,5 до 1,7 МПа, происходит частичное выделение из плава синтеза избыточного аммиака и разложение карбамата аммония на аммиак и диоксид углерода, в результате чего температура плава снижается. Не прореагировавшие аммиак, диоксид углерода, карбамат аммония и вода конденсируются и в виде углеаммонийных солей возвращаются в синтез.

На второй ступени дистилляции при давлении от 0,15 до 0,25 МПа происходит окончательное разложение карбамата аммония и выделение из раствора аммиака, диоксида углерода и паров воды. Полученный раствор после сепаратора с массовой долей карбамида не менее 65 %, аммиака – не более 1 %, биурета – не более 0,5%, остальное – вода отводится в емкость раствора карбамида. Не прореагиро-

вавшие аммиак, диоксид углерода, карбамат аммония и вода конденсируются и в виде углеаммонийных солей возвращаются в синтез.

14.3.5 Раствор карбамида из сборников, поступает в трубное пространство испарителя первой ступени выпаривания, где, проходя снизу вверх нагревается до температуры в пределах от 120 °С до 130 °С. В межтрубное пространство подается насыщенный пар под давлением не более 0,9 МПа. При этом происходит вскипание раствора карбамида и выделение из него аммиака, диоксида углерода и паров воды.

В линию подачи раствора карбамида в испаритель предусмотрена подача кондиционирующей добавки, в качестве которой используется карбамид-формальдегидный концентрат или карбамид-формальдегидная смола.

14.3.6 Парожидкостная смесь из испарителя поступает в сепаратор, где происходит разделение фаз. Раствор, с массовой долей карбамида не менее 9 % из сепаратора поступает в испаритель на вторую ступень выпаривания. В межтрубное пространство подается насыщенный пар под давлением не более 1,0 МПа. Раствор карбамида, проходя снизу вверх по трубному пространству испарителя, нагревается до температуры в пределах от 136 °С до 140 °С. При этом происходит вскипание раствора и выделение в газовую фазу аммиака, диоксида углерода и воды. Нагретая парожидкостная смесь из испарителя поступает в сепаратор для разделения фаз.

14.3.7 Плав с массовой долей карбамида от 99 % до 99,5 % и температурой от 136 °С до 140 °С из сепаратора поступает на всас насосов, которые перекачивают раствор через фильтр в узел гранулирования карбамида на грануляторы.

Диспергирование плава осуществляется центробежным виброгранулятором или статическими грануляторами. Статические грануляторы расположены по периферии распределительного кольца башни. Они используются в случае пуска узла гранулирования и при чистке виброгранулятора. Центробежный виброгранулятор располагается в центре распределительного кольца.

Виброгранулятор предназначен для получения капель одинакового размера. Это достигается путем создания постоянного напора на все отверстия корзины в конструкции виброгранулятора за счет ее вращения и наложения внешних механических колебаний на объем плава, находящийся в корзине.

14.3.8 Гранулирование карбамида осуществляется во внутреннем пространстве грануляционной башни путем диспергирования плава в противотоке холодного воздуха. При падении с высоты около 70 м капли карбамида охлаждаются, кристаллизуются и попадают в псевдоожиженный слой охладителя.

14.3.9 Попадающие на решетку гранулы приводятся в псевдоожиженное состояние за счет струй воздуха, истекающих из отверстий верхней воздухораспределительной решетки. В псевдоожиженном слое происходит интенсивный теплообмен между гранулами и воздухом, который подается в охладитель вентилатором под нижнюю воздухораспределительную решетку.

14.3.10 Прилливанный карбамид с температурой не более 50 °С с решетки охладителя ссыпается в классификаторы.

14.4 Технологический процесс получения карбамида по стриппинг-процессу с грануляцией в грануляторе и прилливанием в грануляционной башне

14.4.1 Особенностью описываемого в 14.4 технологического процесса получения карбамида является стадия «стриппинг-процесса»: разложение карбамата аммония, не прореагировавшего в карбамид, при давлении на стадии синтеза, путем тепловой обработки раствора, выходящего из реактора, в токе свежего диоксида углерода. Блок-схема процесса приведена на рисунке 14.2.

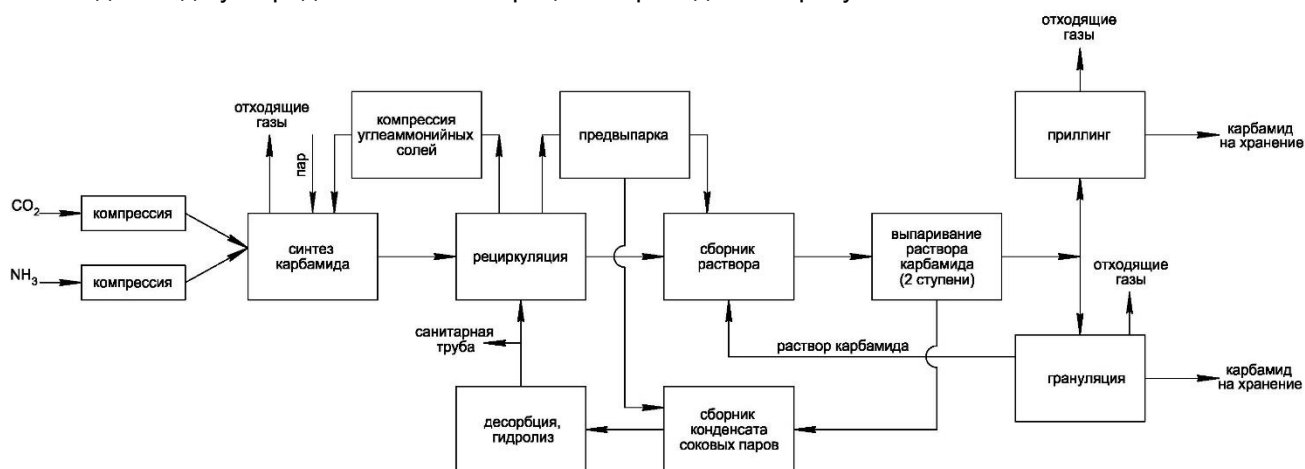


Рисунок 14.2 – Блок-схема получения карбамида по стриппинг-процессу

14.4.2 Жидкий аммиак с температурой в интервале от 10 °С до 25 ° и давлением от 1,18 до 1,96 МПа насосами сжимается до давления 17,17 МПа и через инжектор подается в конденсатор высокого давления, откуда поступает в узел синтеза.

14.4.3 Газообразный диоксид углерода подается в узел компрессии, где сжимается до давления от 13,7 до 15,2 МПа и при температуре в пределах от 100 °С до 120 °С подается в нижнюю часть стриппера.

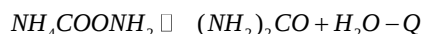
14.4.4 Синтез карбамида из аммиака и диоксида углерода осуществляется в контуре высокого давления, аппаратное оформление которого включает в себя колонну синтеза карбамида, узел стриппинг-дистилляции (стриппер и карбаматный конденсатор) и узел промывки инертных газов от аммиака и диоксида углерода (скруббер).

Процесс смешения потоков из стриппера и инжектора, а также равномерное истечение по трубкам в конденсаторе осуществляется при температуре не менее 171 °С и давлении не более 14,7 МПа и заканчивается конденсацией основной части аммиака и диоксида углерода с образованием карбамата аммония по реакции:



Выделяющееся тепло отводится от стенок трубок конденсатора и используется для получения пара.

В колонне синтеза при давлении не более 14,7 МПа и температуре в интервале от 180 °С до 185 °С и мольном соотношении $\text{NH}_3:\text{CO}_2 = (2,7\div 3,5):1$, происходит превращение карбамата аммония в карбамид по реакции:



Из конденсатора раствор карбамата аммония и часть несконденсированного аммиака и диоксида углерода поступают в колонну синтеза. При оптимальном температурном режиме, давлении, соотношении аммиака и диоксида углерода степень конверсии диоксида углерода в карбамид достигает 62 %.

Реакционная масса из колонны синтеза, содержащая карбамид, карбамат аммония, свободный аммиак и воду, поступает в верхнюю часть стриппера, в межтрубное пространство которого поступает пар из сатуратора под давлением не более 2,05 МПа. Диоксид углерода подается в нижнюю часть стриппера и поднимается по трубкам вверх навстречу реакционной смеси, поступающей из колонны синтеза.

С паром, подаваемым через сатуратор в межтрубное пространство стриппера, подводится необходимое количество тепла для разложения карбамата на аммиак и диоксид углерода в токе свежего диоксида углерода.

Газы, образующиеся при разложении карбамата совместно со свежим диоксидом углерода, отводятся из верхней части стриппера в конденсатор высокого давления.

Инерты и не вступившие в реакцию аммиак и диоксид углерода из верхней части колонны синтеза отводятся в скруббер. В скруббере газовая фаза, смешиваясь с раствором углеаммонийных солей из узла рециркуляции, частично конденсируется с образованием карбамата аммония. Не сконденсированная газовая фаза из сепарационной части скруббера дросселируется до давления в пределах от 0,5 до 0,7 МПа и поступает в абсорбер.

14.4.5 Раствор, состоящий из карбамида, карбамата, воды, аммиака, углекислого газа, с массовой долей аммиака не более 10 % и диоксида углерода – не более 11 %, в пленочном режиме стекает по стенкам трубок в нижнюю часть стриппера и через регулятор уровня отводится на стадию рециркуляции (дистилляции).

14.4.6 Узел рециркуляции предназначен для разложения, находящегося в выходящем из системы синтеза растворе карбамата аммония на аммиак и диоксид углерода, отгонки из раствора карбамида аммиака, диоксида углерода, воды и возврат их в узел синтеза в виде раствора углеаммонийных солей. Процесс осуществляется в колонне ректификации.

Раствор, выходящий из стриппера, дросселируется до давления 0,3 МПа и поступает в колонну ректификации.

Из сепаратора узла рециркуляции раствор с массовой долей карбамида не менее 66 % направляется в вакуум-испаритель, где за счет снижения давления, частично отгоняются вода, аммиак и диоксид углерода. Затем раствор с массовой долей карбамида в диапазоне от 69 % до 72 % отводится в соответствующий сборник.

14.4.7 Из сборника раствор карбамида направляется на двухступенчатое выпаривание.

На первой ступени выпаривания в испарителе при температуре от 124 °С до 132 °С и при абсолютном давлении не более 0,05 МПа осуществляется концентрирование раствора до массовой доли карбамида 95 %. Парожидкостная смесь из испарителя поступает в сепаратор, где соковые пары выделяются из раствора карбамида и направляются в конденсатор.

Раствор карбамида из сепаратора через барометрическую трубу направляется в испаритель второй ступени выпарки, где при температуре от 134 °С до 142 °С и абсолютном давлении не более 0,0135 МПа осуществляется концентрирование раствора карбамида до массовой доли карбамида 99,7 %. Из сепаратора второй ступени соковые пары, выделившиеся из плава направляются в конденсатор.

14.4.8 Плав карбамида с температурой в интервале от 134 °С до 142 °С из сепаратора подается насосом на грануляционную башню или на установку получения гранулированного карбамида в псевдоожиженном (кипящем) слое.

14.4.9 Конденсат соковых паров, с массовой долей аммиака не более 8,5 % и карбамида – не более 2,0 % направляется в узел гидролиза и десорбции. В узле гидролиза и десорбции осуществляется разложения карбамида до исходных компонентов аммиака и диоксида углерода, с отгонкой их из водных растворов, последующей конденсацией и возвращением в синтез в виде раствора углеаммонийных солей.

14.4.10 При осуществлении процесса получения товарного карбамида в грануляционной башне плав подается в корзину центробежного гранулятора. При вращении гранулятора создаются центробежные силы, которые выдавливают плав через отверстия корзины гранулятора, и равномерно в виде капель плава разбрызгиваются по сечению грануляционной башни.

Капли плава из грануляционной корзины начинают падение во встречном восходящем потоке воздуха. За время падения на поддон грануляционной башни у каждой из капель плава идет процесс формирования прилл, затвердевания и охлаждения до температуры не более 50 °С.

14.4.11 При осуществлении процесса получения товарного карбамида в грануляторе плав после установки выпаривания насосами подается в гранулятор, в трубопровод всаса насосов подается карбамидоформальдегидный концентрат. Далее осуществляется охлаждение гранул воздухом до температуры не более 50 °С, их классификация и передача на хранение.

14.5 Технологический процесс получения карбамида по стриппинг-процессу с гранулированием карбамида в грануляционной башне с аппаратом охлаждения в «кипящем слое»

14.5.1 Блок-схема получения карбамида по стриппинг-процессу с гранулированием карбамида в грануляционной башне с аппаратом охлаждения в «кипящем слое» приведена на рисунке 14.3.

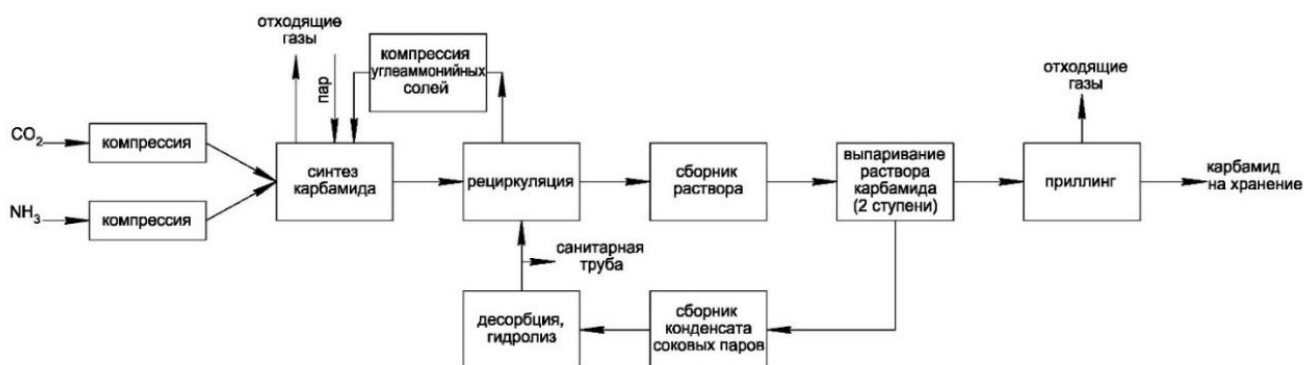


Рисунок 14.3 – Блок-схема получения карбамида по стриппинг-процессу с гранулированием карбамида в грануляционной башне в аппарате охлаждения в «кипящем слое»

14.5.2 Технологический процесс, рассматриваемый в разделе 14.5 аналогичен технологическому стриппинг-процессу, описанному в разделе 14.4. Отличием является осуществление стадии получения товарного карбамида в грануляционной башне с аппаратом охлаждения в «кипящем слое».

14.5.3 Плав карбамида с температурой от 134 °С до 142 °С из узла выпаривания подается насосом на верх грануляционной башни в напорный бак, затем на виброгранулятор и разбрызгивается внутри ствола башни.

За время полета с высоты более 90 м до аппарата охлаждения с «кипящим слоем», капли плава карбамида застывают в приллы. Также в грануляционную башню подается антислеживающая добавка для улучшения качественных показателей карбамида.

На решетке аппарата в «кипящем слое» приллы охлаждаются до температуры не более 50 °С и системой конвейеров передаются на хранение.

14.6 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве карбамида

14.6.1 При производстве карбамида для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух ведутся периодические производственные наблюдения.

14.6.2 Отходящие газы при производстве карбамида по технологии с полным жидкостным рециклом очищаются в очистном устройстве. Газовоздушная смесь поднимается вверх башни и через окна в стволе грануляционной башни поступает в очистное устройство, где карбамид абсорбируется раствором карбамида и через сетчатый фильтр сбрасывается в атмосферный воздух.

14.6.3 Для улавливания аммиака со стадий синтеза на производстве карбамида по стриппинг-процессам применяется узел абсорбции. В качестве насадки абсорбера используются металлические кольца Паля. Газовая фаза поступает по обогреваемому трубопроводу в нижнюю часть абсорбера и,

пройдя слой насадки, выбрасывается в атмосферный воздух. Орошение абсорбера ведется циркуляционным раствором аммиачной воды.

14.6.4 Для сокращения выбросов карбамида в атмосферный воздух применяются газопромыватели инжекционного типа и ротационно-дисковый абсорбер.

Очистное устройство грануляционной башни состоит из ванны очистного устройства, протяжных вентиляторов, циркуляционных насосов раствора карбамида, промывных и инжекционных форсунок.

Воздух, содержащий карбамид, через всасывающие окна грануляционной башни попадает в ванну очистного устройства. Циркуляционный раствор карбамида с концентрацией не более 40 % подается для орошения воздуха инжекционными форсунками. Затем воздух проходит через кольцевой фильтр, который отмывается сточной водой через форсунки и протяжными вентиляторами выбрасывается в атмосферный воздух.

Ротационно-дисковый абсорбер для очистки воздуха от карбамида представляет собой аппарат колонного типа, внутри которого по высоте установлены три диспергатора. За счет вращения диспергаторов орошающая жидкость распыляется по сечению аппарата от центра к стенкам, обеспечивая тем самым наиболее полное соприкосновение газовой и жидкой фаз. В процессе работы насыщенная орошающая жидкость отводится на выпаривание, а очищенный воздух выбрасывается в атмосферный воздух.

14.6.5 Для снижения выбросов аммиака и карбамида в воздухе, который применяется для создания кипящего слоя в грануляторе, охлаждения гранул карбамида, очистка воздуха осуществляется в скруббере, представляющем собой аппарат колонного типа с двумя абсорбционными тарелками и демистером. Загрязненный воздух подается на верхнюю тарелку и на форсунки под нижнюю тарелку. Очищенный воздух из скруббера гранулятора выбрасывается в атмосферный воздух через дымовую трубу.

14.7 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве карбамида

14.7.1 НДТМ для очистки отходящих газов от аммиака и карбамида при производстве карбамида является абсорбция с использованием абсорберов и скрубберов и применение организационно-технических и процессно-интегрированных методов очистки отходящих газов.

14.7.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

14.7.3 В таблице 14.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве карбамида [3], [4].

Таблица 14.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве карбамида с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения (стадии процесса)	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т карбамида	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Аммиак	Грануляционная башня	0,886	200,0	Производственные наблюдения
	Гранулятор	1,218	250,0	Производственные наблюдения
Карбамид	Грануляционная башня	1,250	70,0	Абсорбция, производственные наблюдения
	Гранулятор	0,550	70,0	Абсорбция, производственные наблюдения

15 Производство фтористого алюминия

15.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения фтористого алюминия AlF_3 гидрохимическим способом при переработке кремнефтористоводородной кислоты.

15.2 Исходным сырьем для производства фтористого алюминия являются кремнефтористоводородная кислота H_2SiF_6 и песок тригидрата оксида алюминия $Al(OH)_3$.

15.3 Блок-схема получения фтористого алюминия приведена на рисунке 15.1.

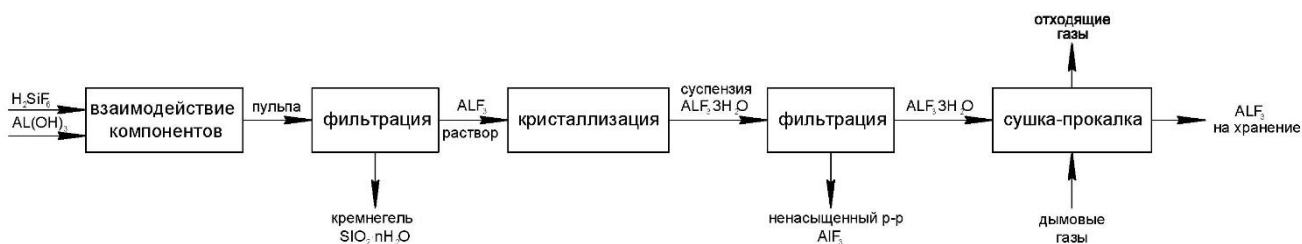


Рисунок 15.1 – Блок-схема получения фтористого алюминия

15.4 Смешение исходного сырья осуществляется периодически в реакторе с получением двуокиси кремния в пересыщенном растворе фтористого алюминия. Первой в реактор подается подогретая кремнефтористоводородная кислота, затем – гидроксид алюминия. Взаимодействие компонентов осуществляется по реакции:



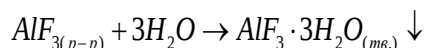
Периодичность процесс

а связана с метастабильностью образующихся растворов.

Отфильтрованный и отмытый кремнегель передается на отвал.

15.5 После окончания реакции нейтрализации кремнефтористоводородной кислоты пульпа незамедлительно подается на фильтрацию во избежание кристаллизации фтористого алюминия из пересыщенного раствора. Фильтрация осуществляется на ленточном вакуум-фильтре путем отделения осадка кремнегеля ($SiO_2 \cdot nH_2O$) от пересыщенного раствора фтористого алюминия. Площадь фильтрации составляет 10 м². Осадок кремнегеля промывается на фильтре в две стадии противотоком: фильтратом (пересыщенным раствором фтористого алюминия) и водой.

15.6 После фильтрации раствор фтористого алюминия подается на кристаллизатор, где осуществляется кристаллизация в течение времени от 4 до 6 ч. Для получения более крупных быстроосаждающихся кристаллов в кристаллизатор вводят кристаллы фтористого алюминия в качестве затравки. Образовавшаяся при кристаллизации суспензия состоит из кристаллов фтористого алюминия и его маточного раствора:



15.7 Суспензия после кристаллизации через промежуточную емкость поступает в корыто барабаных вакуум-фильтров, где происходит отделение трехводного фтористого алюминия от маточного раствора. Отделенные на барабанном вакуум-фильтре влажные кристаллы срезаются ножом и далее подаются на сушку-прокалку.

15.8 Сушка-прокалка фтористого алюминия производится в четыре стадии. На первой стадии в трубе-сушилке от пасты фтористого алюминия удаляется вся свободная вода и часть кристаллизационной (около 4 %). В качестве сушильного агента выступает смесь дымовых газов.

Высушенные в трубе-сушилке кристаллы улавливаются в циклонах, из которых подаются в печь кипящего слоя.

В печи кипящего слоя кристаллы фтористого алюминия проходят через три секции с различной температурой. Для улучшения качества продукта увеличивается пребывание продукта в печи посредством установления перегородок во второй и третьей секциях печи. Сушильным агентом в каждой секции служат свежие дымовые газы, получаемые в расположенных под каждой секцией топках при сжигании природного газа. Высушенный после третьей секции фтористый алюминий передается на хранение.

15.9 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве фтористого алюминия

15.9.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве фтористого алюминия ведутся периодические производственные наблюдения.

15.9.2 Отходящая газовоздушная смесь с твердыми частицами после сушильных печей для очистки от твердых частиц фтористого алюминия поступает на первую стадию, где используется одиночный циклон типа ЦН-15. Затем газовоздушная смесь для дальнейшей очистки от твердых частиц подается на вторую стадию очистки в батарейный циклон, состоящий из четырех циклонов типа ЦН-15. Далее отходящие газы поступают в первый полный скруббер, орошаемый раствором фторида алюминия, собираемым в сборнике с различных стадий процесса. Затем отходящие газы с температурой не более 70 °С поступают в трубу Вентури, откуда подаются во второй полный скруббер. Далее отходящие газы проходят через горизонтальный газоход, орошаемый речной водой и поступают в дымовую трубу, откуда выбрасываются в атмосферный воздух.

Паровоздушная смесь от технологического оборудования отсасывается вентилятором, смешивается с отходящими газами после полной очистки (после скруббера) и выбрасывается в атмосферный воздух.

С целью обеспечения очистки отходящих после печей газов при одновременной работе двух печей сужающая часть трубы Вентури выполнена в виде съемной конструкции. Степень очистки по твердым частицам составляет не менее 95 %.

15.9.3 Газовоздушный поток с твердыми частицами после приемных бункеров фтористого алюминия проходит через самовстряхивающийся рукавный фильтр и выбрасывается в атмосферный воздух.

15.10 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве фтористого алюминия

15.10.1 НДТМ для очистки отходящих от стадии сушки-прокалки газов, содержащих твердые частицы фтористого алюминия и фтористые газообразные соединения, является их очистка в виде улавливания твердых частиц и абсорбции со степенью очистки от твердых частиц не менее 95 %.

15.10.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

15.10.3 В таблице 15.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве фтористого алюминия.

Таблица 15.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве фтористого алюминия с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т AlF_3	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Фтористые газообразные соединения (в пересчете на фтор) – гидрофторид	Сушильные печи, реактора, технологическое оборудование	1,5	35,0	Улавливание твердых частиц, абсорбция, производственные наблюдения
Твердые частицы		2,8	50,0	

16 Производство сульфита натрия безводного

16.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения сульфита натрия безводного Na_2SO_3 по «мокрому» способу.

16.2 Исходным сырьем для производства сульфита натрия являются: сера диоксид SO_2 , раствор сульфита натрия Na_2SO_3 и сода кальцинированная Na_2CO_3 .

16.3 Блок-схема получения сульфита натрия безводного приведена на рисунке 16.1.

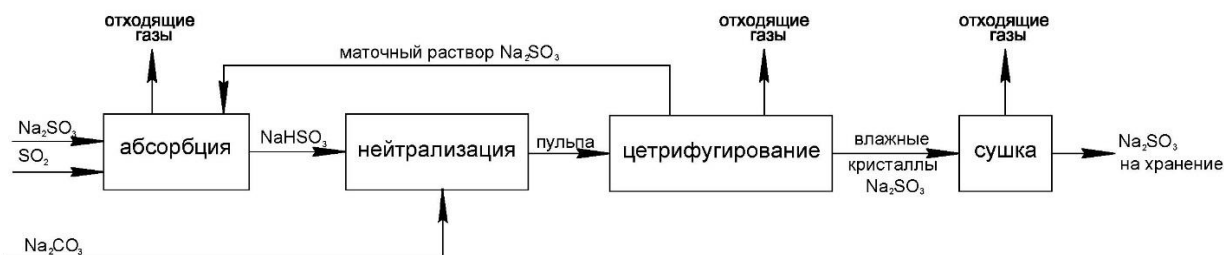
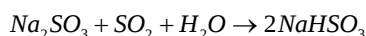


Рисунок 16.1 – Блок-схема получения сульфита натрия безводного

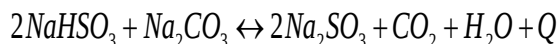
16.4 Пройдя очистку в демистерах от брызг и тумана серной кислоты сера диоксид, поступает в абсорберы, где орошается раствором сульфита натрия, подаваемого из реакторов. Абсорбция диоксида серы сульфитной суспензией происходит по реакции:



16.5 Сода кальцинированная из товарной тары с помощью сжатого воздуха выгружается в силосы, откуда с помощью камерных пневматических насосов подается в бункеры соды или подается в процесс механическим шнеком-питателем.

16.6 Полученная в абсорберах сульфит-бисульфитная суспензия через гидрозатвор самотеком сливается в первый по ходу реактор, в который одновременно из бункеров подается кальцинированная сода.

В реакторах происходит нейтрализации сульфит-бисульфитной суспензии и при полной нейтрализации сульфит-бисульфитной суспензии образуется пульпа сульфита натрия:



Из первого реактора пульпа поступает во второй из каскада реактор. Реакторы оборудованы мешалками.

Для поддержания в реакторах постоянной, требуемой технологическим процессом, массовой доли сульфита натрия, в процесс постоянно подается маточный раствор сульфита натрия после центрифуг, сконденсировавшийся пар после систем сушки, аспирационный раствор.

16.7 Пульпа сульфита натрия из реакторов самотеком направляется в пульпосборники, где происходит окончательный рост кристаллов. Пульпосборники оборудуются тихоходными мешалками.

16.8 Из пульпосборников через загрузочный клапан сульфитная пульпа поступает в центрифуги, где за счет центробежной силы происходит разделение твердой (влажные кристаллы сульфита натрия) и жидкой фазы (маточный раствор сульфита натрия). Влажные кристаллы сульфита натрия срезаются механизмом среза и выгружаются в бункер центрифуги. Маточный раствор собирается в соответствующий сборник и используется на стадии абсорбции.

16.9 Влажные кристаллы сульфита натрия через бункер центрифуг тарельчатыми питателями подаются на сушку в трубу-сушилку. Сушка и транспортировка продукта осуществляются горячим воздухом. Далее продукт горячим воздухом транспортируется в циклоны, где происходит разделение сульфита натрия и отработанного воздуха.

16.10 Из циклонов через шлюзовые питатели сульфит натрия собирается в бункеры готового продукта для хранения и фасовки.

16.11 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве сульфита натрия безводного

16.11.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве сульфита натрия безводного ведутся периодические производственные наблюдения.

16.11.2 Газовоздушная смесь с твердыми частицами сульфита натрия от абсорбции, стадии сушки и узла фасовки готового продукта поступает в различные ВСГ и далее поступают в общую дымовую трубу.

Отходящий газ с объемной долей SO_2 на первой системе абсорбции не более 0,017 %, на второй и третьей – не более 0,015 %, проходит каскад сепараторов, отделяется от брызг и направляется в дымовую трубу.

Отработанный воздух после циклонов стадии сушки вентиляторами нагнетается в скрубберы мокрой очистки, где происходит улавливание твердых частиц сульфита натрия аспирационным раствором. Из скруббера мокрой очистки отработанный воздух уносит брызги аспирационного раствора, которые улавливаются в сепараторах и возвращаются в скрубберы мокрой очистки, а воздух направляется в инерционный сепаратор. Отделившиеся в сепараторе брызги возвращаются в скруббер, а воздух направляется в дымовую трубу.

Газовоздушный поток с твердыми частицами от зашивочных машин, точек загрузки готового продукта в мешки и контейнеры отсасывается вентилятором, очищается в циклоне, скруббере, сепараторе и выбрасывается в атмосферный воздух.

16.11.3 Отработанный газовоздушный поток с твердыми частицами после силосов и бункеров кальцинированной соды для очистки от твердых частиц продукта поступает в самовсасывающийся рукавный фильтр и далее в мокрый спиральный циклон и при помощи эжектора через дымовую трубу выбрасывается в атмосферный воздух.

16.12 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве сульфита натрия безводного

16.12.1 НДТМ для очистки отходящих при производстве сульфита натрия безводного на стадии сушки газов, содержащих твердые частицы продукта и газообразные соединения, является их очистка в виде улавливания твердых частиц и абсорбции.

16.12.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

16.12.3 В таблице 16.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве сульфита натрия безводного.

Таблица 16.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве сульфита натрия безводного с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т Na_2SO_3	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Сера диоксид	Технологическое оборудование, узел фасовки готового продукта	1,3	110,0	Улавливание твердых частиц, абсорбция, производственные наблюдения
Твердые частицы		0,5	50,0	

17 Производство аэросила

17.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения аэросила, представляющего собой мелкодисперсную двуокись кремния SiO_2 .

17.2 Исходным сырьем для производства аэросила является влажный кремнегель $\text{SiO}_2 \cdot n\text{SiO}_2$, получаемый при производстве фтористого алюминия. В кремнегеле могут быть частицы гидроксида алюминия в виде $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, $\text{AlF}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ и кремнефтористоводородной кислоты H_2SiF_6 .

17.3 Блок-схема получения аэросила приведена на рисунке 17.1.

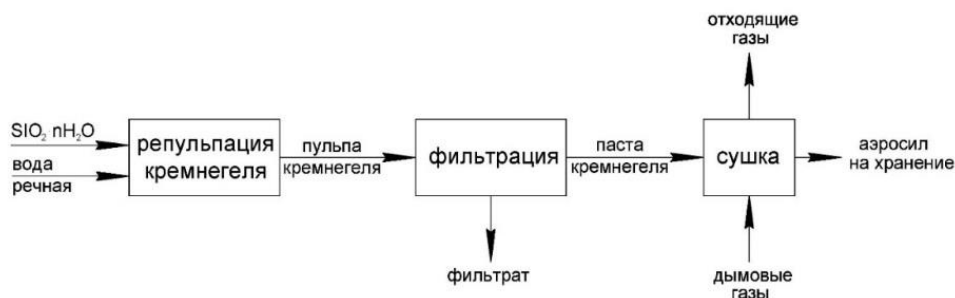


Рисунок 17.1 – Блок-схема получения аэросила

17.4 В технологический процесс поступает отфильтрованный и отмытый от пересыщенного раствора фтористого алюминия кремнегель. Для разбавления применяется речная вода, нагретая водяным паром. Репульпация происходит в сборнике-репульпаторе, где влажный кремнегель разбавляется до соотношения твердой и жидкой фаз 1 : (2,5÷5).

17.5 Пульпа кремнегеля из сборника-репульпатора поступает в сборник пульпы, откуда насосом подается в корыто барабанного вакуум-фильтра. Избыток пульпы из вакуум-фильтра возвращается в сборник. Фильтрат после фильтра, пройдя вакуум-приемник, поступает в сборник проливов.

17.6 Отфильтрованный в виде пасты кремнегель подается на сушку в сушильную печь барабанного типа. Процесс осуществляется в течение 1 ч противотоком дымовыми газами с температурой от 400 °С до 550 °С, полученными при сжигании природного газа в топке.

17.7 Высушенный аэросил из горячего конца сушильной печи через течку поступает в шнековый холодильник, откуда камерным пневмонасосом подается в бункера для последующего хранения и фасовки.

17.8 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве аэросила

17.8.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве аэросила ведутся периодические производственные наблюдения.

17.8.2 Отходящая газовоздушная смесь, содержащая твердые частицы, после сушильной барабанной печи для очистки от твердых частиц подается последовательно в группу, состоящую из четырех циклонов типа ЦН-15, далее в группу из четырех циклонов типа НГВК. Уловленные в циклонах твердые частицы продукта камерным пневмонасосом подаются в бункер готовой продукции. Далее отходящие газы поступают на очистку от газообразных фтористых соединений в абсорбционную башню, орошаемую циркулирующей жидкостью. В качестве орошающей жидкости применяется фильтрат с подпиткой речной водой. Очищенные газы после башни пройдя брызгоуловитель через дымовую трубу выбрасываются в атмосферный воздух. Степень очистки по твердым веществам составляет не менее 95 %.

17.8.3 Содержащий твердые частицы воздух после приемных бункеров аэросила проходит через самовстравливающийся рукавный фильтр и выбрасывается в атмосферный воздух.

17.9 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве аэросила

17.9.1 НДТМ очистки отходящих при производстве аэросила от стадии сушки газов, содержащих твердые частицы продукта и фтористые газообразные соединения, является их очистка в виде улавливания твердых частиц и абсорбции со степенью очистки по твердым веществам не менее 95 %.

17.9.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

17.9.3 В таблице 17.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве аэросила

Таблица 17.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве аэросила с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т аэросила	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Твердые частицы суммарно	Сушильный барабан	6,0	100,0	Улавливание твердых частиц, абсорбция со степенью очистки по твердым веществам не менее 95 % [2], производственные наблюдения
Фтористые газообразные соединения (в пересчете на фтор) – гидрофторид		1,2	20,0	

18 Производство криолита

18.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения криолита $AlF_3 \cdot nNaF$.

18.2 Исходным сырьем для производства криолита являются кальцинированная сода (карбонат натрия) Na_2CO_3 и маточный раствор фтористого алюминия AlF_3 .

18.3 Блок-схема получения криолита приведена на рисунке 18.1.

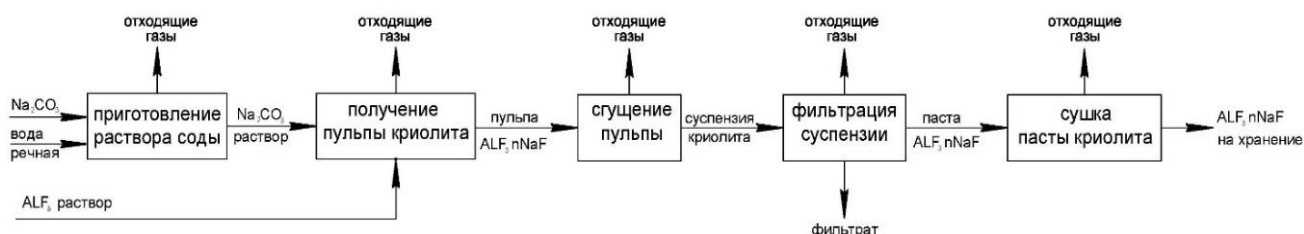
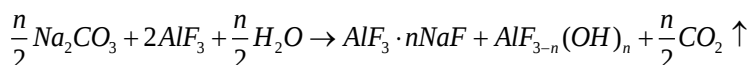


Рисунок 18.1 – Блок-схема получения криолита

18.4 Для приготовления раствора соды применяется кальцинированная сода и речная вода, подогретая острым паром. Кальцинированная сода подается в бак для приготовления раствора через бункер.

18.5 Получение пульпы криолита осуществляется по непрерывной схеме в реакторах при постоянном перемешивании маточного раствора фтористого алюминия и раствора карбоната натрия.

Процесс протекает по следующей реакции:



Избыточная кремниевая кислота взаимодействует с кальцинированной содой по реакции:



При производстве криолита происходят потери натрия, фтора и алюминия, так как в маточном растворе криолита они находятся в растворенном виде и в виде взвесей. Для уменьшения потерь натрия, фтора и алюминия в растворенном виде необходимо предусмотреть содержание фтористого алюминия в маточном растворе не менее 2,5 %. Для уменьшения потерь натрия, фтора и алюминия в виде взвесей и для обеспечения условий образования оптимального количества центров кристаллизации криолита

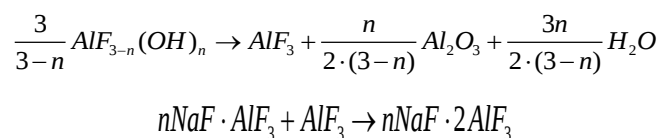
необходимо обеспечить равномерное дозирование исходных растворов в реактор, так как корректировка дозировки ухудшает физические свойства твердой фазы и может стать причиной появления в пасте криолита большого количества гигроскопической влаги и увеличения содержания диоксида кремния в криолите. С целью уменьшения содержания в пасте криолита диоксида кремния водородный показатель реакции получения пульпы криолита должен выдерживать в оптимальном интервале. Снижению содержания диоксида кремния в криолите способствует увеличение суммарного времени пребывания реакционной массы в реакторах до 90 минут.

При увеличении дозировки кальцинированной соды возможно образование структурированных осадков состава $AlF_3 \cdot nNa^+(n-x) \cdot F_xOH$, что ухудшает качество готового продукта.

18.6 Полученная суспензия криолита отстаивается в двух последовательно соединенных между собой сгустителях, откуда через буферные емкости поступает на стадию фильтрации в корыто барабанных вакуум-фильтров.

18.7 На барабанных вакуум-фильтрах происходит отделение кристаллов криолита от маточного раствора. Вакуум на барабанных фильтрах создается вакуум-насосом. На качество готового продукта влияет влажность отфильтрованного осадка. Высокую влажность осадка могут вызвать образовавшиеся структурированные хлопья. Структурная влага не удаляется при подсушке вакуумом и может быть удалена только после механического разрушения структуры. После фильтрации кристаллы по течке подаются в печь для последующей сушки. Фильтрат с вакуум-фильтров через вакуум-приемник поступает в сборник орошающей жидкости, куда также поступает жидкость из брызгоуловителя. Осветленный раствор из сборника орошающей жидкости служит для орошения абсорбционной системы, а избыток переливается через перелив, поступает в сборник для проливов и подается на станцию нейтрализации.

18.8 Сушка влажных кристаллов криолита осуществляется в сушильной барабанной печи топочными газами, подаваемыми противотоком. Топочные газы получают сжиганием природного газа в топке. Процесс сушки осуществляется по реакциям:



Чем выше модуль криолита, тем лучше его качество. На модуль криолита большое влияние оказывает содержание оксида алюминия и потери при прокаливании, так как оба фактора снижают содержание фтора и натрия в готовом продукте.

18.9 Охлаждение продукта после сушки осуществляется в шнековом холодильнике. Далее охлажденный продукт с помощью камерных пневмонасосов подается в бункер готового продукта для расфасовки.

18.10 Для получения криолита нужного качества необходимо выполнение следующих условий:

- обеспечение содержания соды в растворе в регламентированном количестве;
- выдерживание точного дозирования маточного раствора фтористого алюминия и раствора соды;
- обеспечение качества осветления пульпы криолита в сгустителе;
- выдерживание гидродинамического режима сушки, устранение подсосов воздуха через затворы и люки бункеров.

18.11 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве криолита

18.11.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве криолита ведутся периодические производственные наблюдения.

18.11.2 Отходящая газозвушная смесь после сушильной барабанной печи для очистки от твердых частиц криолита подается последовательно в две группы, состоящие из двух циклонов типа ЦН-15. Уловленные в циклонах твердые частицы продукта через шлюзовый затвор возвращаются в шнековый холодильник. Далее отходящие газы дымососом подаются на очистку в скруббер первой ступени очистки, а затем, пройдя дополнительную очистку в скруббере второй ступени очистки, направляются в сорбционный каплеуловитель и далее через дымовую трубу выбрасываются в атмосферный воздух.

Орошение скрубберов осуществляется осветленным раствором из сборника орошающей жидкости. В сборник осуществляется подпитка речной воды. Раствор после скрубберов первой и второй ступеней очистки и брызгоуловителя самотеком возвращается в сборник орошающей жидкости. Степень очистки по твердым веществам составляет не менее 95 %.

Во всей системе абсорбции предусмотрены точки отбора проб газов для анализа содержания в них твердых частиц, фтора.

18.11.3 Газозвушной поток с твердыми частицами после силоса и бункера соды, приемных бункеров криолита проходит через самовстряхивающиеся рукавные фильтры и выбрасывается в атмосферный воздух.

18.12 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве криолита

18.12.1 НДТМ для очистки отходящих от стадии сушки газов, содержащих твердые частицы криолита и фтористые газообразные соединения, является их очистка в виде улавливания твердых частиц и абсорбции. Степень очистки по твердым частицам должна составлять не менее 95 %.

18.12.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

18.12.3 В таблице 18.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве криолита.

Таблица 18.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве криолита с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источник выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т $AlF_3 \cdot nNaF$	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Фтористые газообразные соединения (в пересчете на фтор) – гидрофторид	Сушильная барабанная печь	0,3	20,0	Улавливание твердых частиц, абсорбция со степенью очистки по твердым веществам не менее 95 % [2], производственные наблюдения
Твердые частицы		1,2	100,0	

19 Производство АЦГ

19.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения АЦГ $(CH_3)_2C(OH)CN$.

19.2 Исходным сырьем для производства АЦГ являются: синильная кислота HCN и ацетон технический C_3H_6O .

19.3 Блок-схема технологического процесса получения АЦГ приведена на рисунке 19.1.

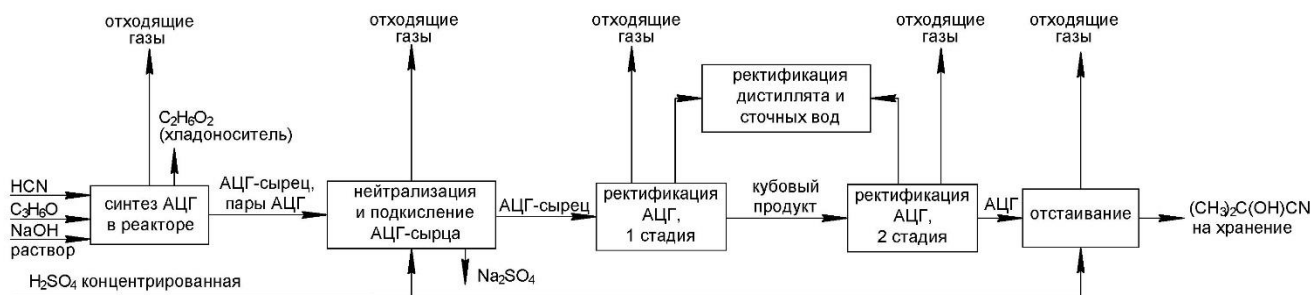
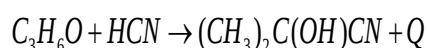


Рисунок 19.1 – Блок-схема получения АЦГ

19.4 Для проведения синтеза в общий трубопровод перед реактором из соответствующих сборников подаются синильная кислота и ацетон в массовом соотношении 1 : (2,1÷2,3). В сборник хранения синильной кислоты для подкисления может подаваться серная кислота в количестве исходя из расчета массовой концентрации серной кислоты от 0,15 % до 0,4 %.

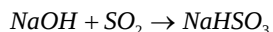
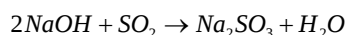
Реактор представляет собой трехсекционный кожухотрубчатый теплообменник. Синтез производится при температуре от 10 °С до 30 °С по реакции:



Поддержание оптимальной температуры в реакторе осуществляется подачей в межтрубное пространство реактора 40 %-го раствора этиленгликоля $C_2H_6O_2$.

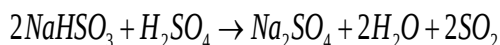
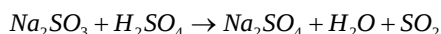
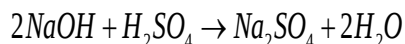
Для поддержания щелочной среды в реакторе в интервале pH от 6 до 7 в качестве катализатора применяется водный раствор гидроксида натрия, а в качестве растворителя – охлажденный конденсат.

Наряду с основной реакцией при синтезе идут реакции нейтрализации диоксида серы, находящегося в качестве ингибитора полимеризации в синильной кислоте:



Для перемешивания реакционной массы осуществляется ее подача из нижней части реактора в среднюю. Перед насосами подачи для удаления солей из реакционной массы устанавливаются фильтры. Для улавливания крупнодисперсных примесей перед подачей в среднюю часть реактора реакционная масса проходит инерционно-гравитационный грязевик.

19.5 АЦГ-сырец из верхней части реактора самотеком поступает в нейтрализатор, откуда через фильтры подается концентрированная серная кислота. Протекают следующие реакции нейтрализации:



Нейтрализатор представляет собой емкость с коническим дном и переливной перегородкой внутри емкости. Также в нейтрализатор поступают пары с верхней части реактора, откуда через конденсатор они подаются в соответствующий сборник. Соли, образовавшиеся после реактора, осаждаются в конической части нейтрализатора, а АЦГ-сырец через переливную перегородку самотеком поступает в сборник.

19.6 Из сборника через теплообменник АЦГ-сырец подается в ректификационную колонну на 21 тарелку. Ректификационная колонна представляет собой вертикальный аппарат с 31 клапанными тарелками. На стадии ректификации из АЦГ-сырца отгоняются синильная кислота, большая часть ацетона, частично вода, АЦГ и другие примеси.

19.7 Кубовой продукт из колонны, содержащий от 90 % до 95 % АЦГ, до 5 % ацетона, до 0,5 % синильной кислоты насосом через фильтр подается на 21 тарелку во вторую ректификационную колонну, где производится окончательная отгонка синильной кислоты, ацетона и воды из АЦГ.

19.8 После второй стадии ректификации АЦГ, отбираемый с куба колонны, через теплообменники, охлаждаемые оборотной водой или АЦГ-сырцом, и холодильники, охлаждаемые этиленгликолем, направляется на отстаивание.

19.9 Отстаивание АЦГ от взвешенных частиц солей и полимеров производится в вертикальных цилиндрических емкостях с коническим дном в течение не менее двух часов. Периодически, по мере накопления осадка, конусная часть емкостей насосом откачивается в другую емкость для отстаивания. Для регулирования кислотности в готовом продукте в емкость для отстаивания подается серная кислота.

19.10 Подвод тепла в ректификационные колонны осуществляется паром давлением 0,7 МПа. Температура в кубе первой и второй колонн составляет от 90 °С до 125 °С. В первой ректификационной колонне создается вакуум от минус 100 до минус 60 МПа, во второй – от минус 100 до минус 70 МПа. Пары, выходящие из верха колонн, конденсируются в кожухотрубном конденсаторе. Конденсат через расширители частично стекает в колонны в качестве флегмы или в барометрический сборник. Не сконденсировавшиеся пары из расширителей поступают в конденсаторы. Конденсат, содержащий АЦГ, синильную кислоту, ацетон и воду через расширители стекает в один из сборников. Пары, отходящие от расширителей, пройдя скрубберы и ресиверы, поступают на всас вакуум-насосов. Конденсат из скрубберов самотеком возвращается в сборник, конденсат из вакуум-насосов отводится в соответствующий сборник.

19.11 Наряду с основным технологическим процессом получения АЦГ осуществляется процесс ректификации дистиллята, сбор и переработка сточных вод. Дистиллят из первой и второй ректификационных колонн через барометрический сборник направляется в кожухотрубный теплообменник с температурой до 80 °С и затем в качестве питания подается в третью ректификационную колонну. Для поддержания щелочной среды в колонну подается избыток воднощелочного раствора от одного из скрубберов. Кубовый остаток колонны состоит из воды с примесями синильной кислоты и АЦГ в сумме не более 3 %. Температура верха и куба третьей ректификационной колонны составляет от 75 °С до 105 °С.

19.12 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве АЦГ

19.12.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве АЦГ ведутся периодические производственные наблюдения.

19.12.2 Для очистки отходящих газов стадии ректификации, от воздушников технологического оборудования, вентиляционных выбросов от вентсистем объединенный поток газов проходит через холодильник, охлаждаемый 40 %-ым раствором этиленгликоля и далее направляется на двухступенчатую очистку. На первой ступени в насадочном скруббере производится абсорбционная очистка отходящих газов от паров синильной кислоты ацетоном, захлажденным до температуры 5 °С. На второй стадии очистки производится очистка отходящих газов 10 %-ым раствором гидроксида натрия. После очистки отходящие газы выбрасываются в общую вытяжную трубу.

Воздушники от технологического оборудования, содержащего синильную кислоту, кроме емкостей отстаивания АЦГ, объединены в общий коллектор. Отходящие газы из общего коллектора проходят скруббер первой ступени очистки и через гидрозатвор направляются на второй скруббер.

Воздушники от емкостей отстаивания АЦГ через гидрозатвор направляются непосредственно в общую вытяжную трубу.

19.13 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве АЦГ

19.13.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве АЦГ является абсорбционная очистка с применением скрубберов.

19.13.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

19.13.3 В таблице 19.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов в процессе производства АЦГ.

Таблица 19.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве АЦГ с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т АЦГ, не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Гидроцианид	Технологический процесс на стадии ректификации, технологическое оборудование	0,013	Абсорбция, производственные наблюдения
Пропан-2-он		0,654	

20 Производство НАК

20.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения НАК C_3H_3N методом окислительного аммонолиза полипропилена во взвешенном слое катализатора с последующим разделением продуктов реакции. В технологическом процессе наряду с НАК, образуются синильная кислота и ацетонитрил.

20.2 Исходным сырьем для производства НАК являются: пропилен C_3H_6 и аммиак NH_3 , в качестве катализатора применяется висмут-железо-молибденовый катализатор.

20.3 Блок-схема получения НАК приведена на рисунке 20.1.

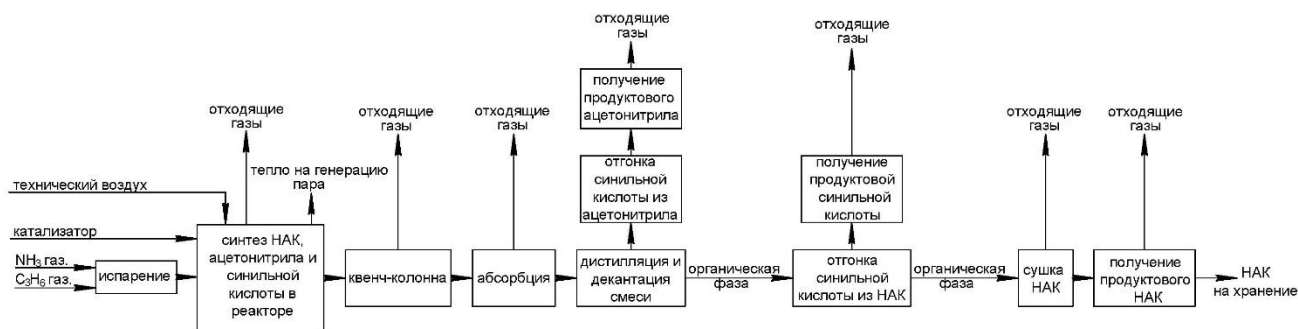


Рисунок 20.1 – Блок-схема получения НАК

20.4 На степень превращения пропилена в НАК оказывают влияние следующие параметры: температура, давление, соотношение аммиак : пропилен : воздух, линейная скорость, постоянство свойств катализатора.

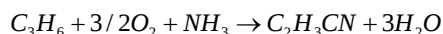
20.5 Перед подачей в реактор жидкий аммиак и пропилен предварительно испаряются в испарителе, подогреваются и смешиваются в общей трубе.

20.6 Атмосферный воздух перед стадией синтеза очищается фильтром от твердых частиц и подогревается в теплообменнике до температуры 350 °С.

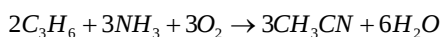
20.7 Катализатор в реактор подается воздухом и находится там в псевдоожиженном слое за счет поддержания скоростей газовой смеси в интервале от 0,4 до 0,65 м/с.

20.8 Синтез в реакторе осуществляется при температуре в интервале от 450 °С до 590 °С и давлении не более 0,07 МПа. На поверхности катализатора осуществляются следующие химические реакции:

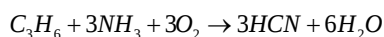
– получение НАК:



– получение ацетонитрила:

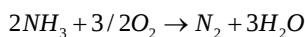
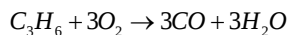
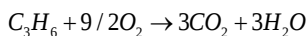


– получение синильной кислоты:

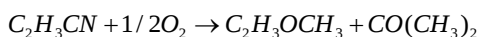


Наряду с основными реакциями протекают побочные реакции:

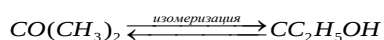
– реакция сгорания:



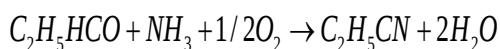
– образование ацетона и пропионитрила:



– реакция изомеризации ацетона:



– образование пропионитрила:



20.9 Реакционный газ перед выходом из реактора проходит трехступенчатые циклоны, в которых отделяется основное количество унесенного газами катализатора с возвратом его в зону реакции. Отходящие газы от двух реакторов объединяются в один поток и поступают в теплообменник, где охлаждаются воздухом до температуры 340 °С. Далее осуществляется дополнительное охлаждение газов до температуры в интервале от 250 °С до 270 °С циркуляционной водой в теплообменнике. В реакторах выделяется значительное количество тепла, утилизация которого осуществляется в системе генерации пара.

20.10 Реакционный газ после теплообменника поступает в нижнюю ступень квенч-колонны, имеющей три слоя насадки. Квенч-колонна предназначена для закалки реакционного газа, нейтрализации непрореагировавшего аммиака, улавливания проскочившего катализатора, отделения полимеров, тяжелых компонентов и выделения сульфатсодержащих вод, идущих в производство сульфата аммония. В квенч-колонну вводится антивспениватель и диспергант.

20.11 Очищенный и охлажденный до 45 °С газ после квенч-колонны, содержащий основное количество органических веществ, направляется в абсорбер, представляющий собой колонну с ситчатыми тарелками и насадкой из колец в верхней части.

20.12 В абсорбере органические продукты поглощаются водой. Насыщенный абсорбент, содержащий НАК, синильную кислоту, ацетонитрил и другие органические примеси, с куба абсорбера через фильтр подается на теплообменник, где нагревается абсорбционной водой и далее направляется в колонну экстрактивной дистилляции.

20.13 В колонне осуществляется разделение НАК и ацетонитрила. В качестве растворителя в колонне используется вода. Пары НАК, синильной кислоты и воды с верха колонны поступают в конденсатор. Далее конденсат после охлаждения в холодильнике до температуры в интервале от 20 °С до 45 °С поступает в декантатор, где разделяется на водную и органическую фазу ввиду ограниченной растворимости НАК в воде.

20.14 Водная фаза из декантатора возвращается в абсорбер либо в колонну экстрактивной дистилляции, а органическая фаза поступает в тарельчатую колонну отгонки синильной кислоты из НАК. Кубовая жидкость из колонны, содержащая НАК, воду и прочие высококипящие органические вещества в две стадии охлаждается до температуры 10 °С и подается в декантатор, где происходит разделение на водную и органическую фазы. Органическая фаза из декантатора подается на верх колонны осушки НАК и в декантатор для вывода легкокипящих веществ (синильной кислоты и ацетона).

20.15 В тарельчатой колонне осушки осуществляется азеотропная осушка НАК и тонкая очистка его от синильной кислоты и ацетона. Осушенный НАК из куба колонны с температурой от 72 °С до 82 °С подается в тарельчатую вакуумную продуктовую колонну, предназначенную для отделения от НАК полимеров и тяжелокипящих органических веществ.

20.16 Из продуктовой колонны НАК передается на хранение.

20.17 Для получения товарной синильной кислоты газообразная синильная кислота, содержащая инертный газ, сера диоксид, НАК, воду, ацетон и другие компоненты из конденсатора колонны отгонки синильной кислоты поступает в продуктовую колонну синильной кислоты.

20.18 Для получения продуктового ацетонитрила кубовая жидкость из колонны экстрактивной дистилляции подается в тарельчатую отпарную колонну, где производится отпарка ацетонитрила и синильной кислоты от воды. Пары ацетонитрила, воды, синильной кислоты с верха отпарной колонны подаются на тарельчатую колонну отгонки синильной кислоты из ацетонитрила. При содержании в ацето-

нитриле НАК и синильной кислоты производится его химическая очистка в реакторе. После реактора жидкая фаза передается на обезвоживание раствором гидроксида натрия, затем в декантатор, где расслаивается на две фазы. Органическая фаза из декантатора поступает на тарельчатую колонну осушки, где осуществляется осушка ацетонитрила и отделение легкокипящих компонентов. Осушенный ацетонитрил, передается на тарельчатую колонну для получения товарного ацетонитрила.

20.19 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве НАК

20.19.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве НАК ведутся периодические производственные наблюдения.

20.19.2 Отходящие газы от квенч-колонны, колонны отгонки синильной кислоты из ацетонитрила, колонны отделения тяжелых примесей от ацетонитрила, колонны отгонки органики вместе со сточными водами подаются на сжигание в печь дожига и затем через трубу печи дожига выбрасываются в атмосферный воздух.

20.19.3 Отходящие газы после емкостного оборудования, декантаторов, предохранительных клапанов колонн очищаются в скруббере и далее выбрасываются в дымовую трубу.

20.20 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве НАК

20.20.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве НАК от квенч-колонны и прочего технологического оборудования является термическая нейтрализация методом прямого сжигания в печах дожига и абсорбция отходящих газов.

20.20.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

20.20.3 В таблице 20.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве НАК.

Таблица 20.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве НАК с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т НАК	НДТМ для очистки отходящих газов
Сера диоксид	Квенч-колонны, предохранительные клапана колонн, технологическое оборудование	43,104	Прямое сжигание, абсорбция, производственные наблюдения
Углерод оксид		38,108	
Пропилен		6,692	
Азота диоксид		1,208	
НАК		0,278	
Ацетонитрил		0,375	
Гидроцианид		0,175	

21 Производство МА

21.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс получения МА $C_4H_6O_2$ гидратацией НАК в присутствии серной кислоты с последующей этерификацией образующегося акриламида метанолом.

21.2 Исходным сырьем для производства МА являются: НАК, серная кислота и метанол.

21.3 Блок-схема технологического процесса получения МА приведена на рисунке 21.1.

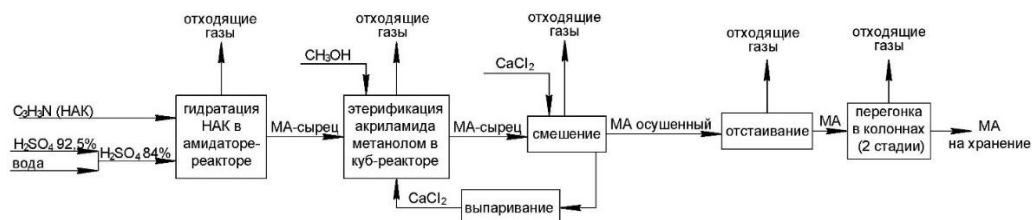
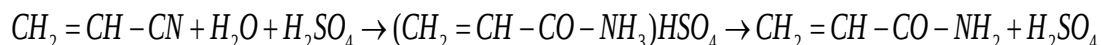


Рисунок 21.1 – Блок-схема получения МА

21.4 На стадию синтеза МА-сырца подаются из соответствующих сборников: НАК через фильтр и раствор серной кислоты с массовой долей около 84 %. Для получения раствора серной кислоты в смесителе предварительно смешиваются серная кислота с массовой долей 92,5 % и вода.

21.5 Синтез МА-сырца осуществляется в амидаторе-реакторе синтеза при температуре в интервале от 90 °С до 110 °С, атмосферном давлении и мольном соотношении НАК : H_2SO_4 : H_2O = 1 : (1,25 ÷ 1,4) : (1,25 ÷ 1,4). Процесс гидратации НАК с образованием акриламида протекает по уравнению:

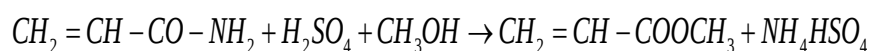
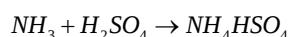
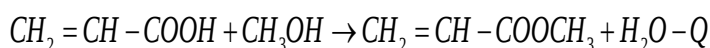
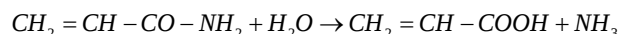


Основному процессу сопутствуют побочные реакции полимеризации и гидролиза акриламида с образованием акриловой кислоты.

21.6 После амидатора-реактора реакционная масса непрерывно перетекает в дозреватель, где производится ее перемешивание и охлаждение оборотной водой.

21.7 Из дозревателя МА-сырец самотеком поступает на вторую стадию синтеза в куб-реактор этерификации, куда непрерывно при постоянном перемешивании смеси из соответствующего сборника через фильтр подается метанол.

Процесс этерификации акриламида метанолом протекает по реакциям:



Помимо основных реакций протекают побочные: образование метил-β-метоксипропионата, гидроакриловой кислоты и метилсульфата.

21.8 Образующийся МА вместе с легколетучими компонентами непрерывно отгоняется из реакционной массы в кубе-реакторе и далее в колонне для совмещенного процесса синтеза и отгонки отделяется от высококипящих примесей. Температура низа колонны составляет от 90 °С до 130 °С, верх колонны – от 75 °С до 85 °С. Для испарения МА в рубашку поедается пар давлением 0,5 МПа. Маточный раствор из куба-реактора непрерывно перетекает в смеситель. В смесителе маточный раствор смешивается с оборотной водой, охлаждается и доводится до плотности от 1,25 до 1,35 г/см³.

21.9 Выходящие из колонны для совмещенного процессов синтеза и отгонки пары МА последовательно проходят ряд конденсаторов, где охлаждаются и конденсируются метанольной водой.

21.10 Сконденсировавшийся и охлажденный МА поступает в сборник или на осушку в отстойник.

21.11 МА из сборников непрерывно подается на смешение с раствором хлористого кальция в трубу смешения, откуда смесь поступает в отстойник и расслаивается на два слоя. Верхний слой, представляющий собой осушенный МА перетекает в отстойники для дополнительного отстаивания от раствора хлористого кальция и затем в соответствующий сборник, а нижний слой – отработанный раствор хлористого кальция непрерывно поступает на регенерацию в выпарной аппарат.

21.12 Осушенный МА из сборника подогревается паром 0,1 МПа и подается в тарельчатую колонну отгона МА-сырца для выделения из него метанола и воды. Температура верх колонны составляет от 40 °С до 51 °С, низа – от 50 °С до 60 °С, давление разряжения – от минус 0,055 до минус 0,07 МПа.

21.13 МА из куба колонны отгона МА-сырца самотеком поступает в ректификационную колонну для выделения МА-ректификата и акриловой кислоты. Температура верх ректификационной колонны составляет от 45 °С до 55 °С, низа – от 48 °С до 62 °С, давление разряжения – от минус 0,05 до минус 0,07 МПа.

21.14 Очищенный МА после двухстадийной перегонки передается на хранение.

21.15 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве МА

21.15.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве МА ведутся периодические производственные наблюдения.

21.15.2 Для снижения выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух отходящие газы после амидатора-реактора, дозревателя и азотного дыхания сборников проходят через насадочный скруббер, орошаемый серной кислотой и далее поступают под слой насадки в санитарный скруббер, орошаемый оборотной водой, и выбрасываются в атмосферный воздух.

21.16 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве МА

21.16.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве МА от технологического оборудования является абсорбция.

21.16.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

21.16.3 В таблице 21.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве МА.

Таблица 21.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве МА с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т МА	НДТМ для очистки отходящих газов
МА	Технологический процесс производства МА	12,21	Абсорбция, производственные наблюдения
Диметиловый эфир		9,46	
Метанол		7,61	
НАК		0,37	

22 Переработка нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов

22.1 В настоящем разделе описываются процессы переработки нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов.

22.2 Исходным сырьем для получения товарных нефтепродуктов является нефть либо смесь нефти и нефтяного углеводородного сырья с вовлечением подготовленного на очистных сооружениях ловушечного нефтепродукта.

22.3 Исходное сырье поступает на секцию 100 комбинированной установки ЛК-6У, где осуществляется первичная переработка нефти либо смеси нефти и нефтепродуктов. В состав секции входят электрообессоливающая установка, включающая блоки электродегидратов, теплообменников и установка атмосферной перегонки нефти, включающая блоки колонн, печей с котлом-утилизатором, теплообменное, холодильно-конденсационное и насосное оборудование.

22.4 Технологические процессы получения товарных бензинов, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженного газа реализуются параллельно. В 22.5 – 22.8 описаны отдельные технологические процессы получения товарных бензинов, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов.

22.5 Процесс переработки нефти с получением товарных бензинов

22.5.1 При осуществлении технологической цепочки получения товарных бензинов на секции 100 установки ЛК-6У получают прямогонную бензиновую фракцию с температурой кипения от 80 °С до 180 °С, нестабильную головку и прямогонный мазут.

22.5.2 Бензиновая фракция с температурой кипения от 80 °С до 180 °С направляется на секцию 200 каталитического риформинга установки ЛК-6У, где осуществляется каталитическое превращение низкооктановых бензинов в высокооктановые. В состав секции 200 установки ЛК-6У входят несколько блоков: в блоке гидроочистки осуществляется очистка прямогонной бензиновой фракции от ядов каталитического риформинга методом гидрогенизации; в блоке риформинга осуществляется получение нестабильного высокооктанового катализатора; в блоке непрерывной регенерации катализатора осуществляется регенерация катализатора; в блоке стабилизации осуществляется отгонка низкокипящих продуктов из катализатора. На секции 200 вначале осуществляется предварительная гидроочистка прямогонной бензиновой фракции, а затем – каталитическое риформирование стабильного гидрогенизата с получением стабильного катализатора и газа стабилизации.

22.5.3 Стабильный катализат из секции 200 установки ЛК-6У поступает в БВБК, где осуществляется получение тяжелого катализатора и фракции с температурой кипения от начала кипения жидкости до 65 °С путем извлечения бензольного концентрата.

22.5.4 Бензольный концентрат из БВБК направляется на УЭДБ, где путем извлечения из него бензола получают рафинат и толуол.

22.5.5 Смесь газа стабилизации и нестабильных головок из секции 200 установки ЛК-6У направляется для газофракционирования на секцию 400 установки ЛК-6У, где осуществляется процесс ректификации смеси с выделением узких углеводородных фракций: бутановой, изопентановой фракций и фракции состава C₅ и выше.

22.5.6 Бутановая фракция из секции 400 установки ЛК-6У направляется на установку адсорбционной очистки, где методом физической и химической адсорбции от воды, хлоро-, amino- и серосодержащих компонентов и поступает на секцию 4000 КУА, где на платиносодержащем катализаторе происходит изомеризация нормального бутана в изобутан, используемый в дальнейшем как компонент сырья секции 3000 КУА для получения алкилата.

22.5.7 Фракция состава C₅ и выше поступает на УИ для получения изомеризата. В качестве компонента сырья УИ также может быть использован рафинат УЭДБ.

22.5.8 Прямогонный мазут из секции 100 установки ЛК-6У направляется на вакуумную перегонку на УВПМ, УВДМ и ВБ УПБ с получением прямогонного вакуумного газойля. Процесс вакуумной перегонки прямогонного мазута рассмотрен в разделе 23 настоящего технического кодекса.

22.5.9 Прямогонный вакуумный газойль поступает на секцию 300/1 установки ЛК-6У, где осуществляется его гидроконверсия путем обессеривания, деазотизирования и деароматизации с получением гидроочищенного вакуумного газойля.

22.5.10 Гидроочищенный вакуумный газойль из секции 300/1 установки ЛК-6У поступает на секцию 2000 КУКК, где осуществляется его каталитическое крекирование в псевдоожиженном слое микросферического катализатора на алюмосиликатной основе с получением жирного газа и нестабильного бензина.

22.5.11 Из секции 2000 КУКК нестабильный бензин и жирный газ поступают на секцию 3000 КУКК (газофракционирование), где после компримирования жирного газа до нестабильного бензина и сжиженного углеводородного газа, МЭА-очистки сжиженного углеводородного газа, деэтанизации и дебутанизации нестабильного бензина получают неочищенный сжиженный углеводородный газ (пропан-бутановую фракцию) и неочищенный стабильный бензин. Неочищенный стабильный бензин далее поступает на УГОБKK, а неочищенная ПБФ – на секции 4000 КУКК и 4100 КУКК.

22.5.12 На секциях 4000 и 4100 КУКК осуществляется очистки ПБФ от меркаптановой серы путем перевода ее в дисульфиды и алкилтиосульфонаты. Далее очищенная от меркаптанов ПБФ возвращается на секцию 300 КУКК, где из нее получают ППФ, которую направляют на секцию 100 КУПВКБ (димеризация пропилена) и ББФ, которую направляют на секцию 300 КУПВКБ (производство МТБЭ).

22.5.13 На секции 100 КУПВКБ осуществляется димеризация и олигомеризация ППФ с образованием диматов: димата C_6 , который направляется на секцию 200 КУПВКБ и димата C_9 – компонента товарного бензина.

22.5.14 На секции 300 КУПВКБ из метанола и изобутилена, который содержится в ББФ, образуется МТБЭ.

22.5.15 ББФ после секции 300 КУПВКБ поступает на секцию 2000 КУА, где в жидкостной фазе на неподвижном слое катализатора происходит селективное гидрирование диенов и ацетиленов в ББФ до соответствующих моноолефинов, а также процесс изомеризации 1-бутилена до 2-бутилена.

22.5.16 ББФ после секции 2000 КУА совместно с изобутаном секции 4000 КУА поступает на секцию 3000 КУА, где происходят реакции алкилирования изобутана бутиленами в присутствии фтористоводородной кислоты в качестве катализатора с целью получения алкилата.

22.5.17 На УГОБKK осуществляется гидроочистка (обессеривание, деазотизирование) бензина каталитического крекинга с получением компонентов товарного бензина – легкого и тяжелого бензина. В качестве компонента сырья УГОБKK может быть использована изопентановая фракция.

22.5.18 Легкий бензин УГОБKK и димат C_6 из секции 100 КУПВКБ поступает на секцию 200 КУПВКБ, где совместно с метанолом происходит процесс этерификации с получением ТАМЭ и рафината секции 200 КУПВКБ.

22.5.19 Получение товарных неэтилированных бензинов происходит смешением (компаундированием) компонентов, полученных на ЛК-6У, КУКК, КУА, УИ, БВБК, УЭДБ, КУПВКБ и УГОБKK.

22.5.20 Блок-схема процесса переработки нефти с получением товарных бензинов приведена на рисунке 22.1.

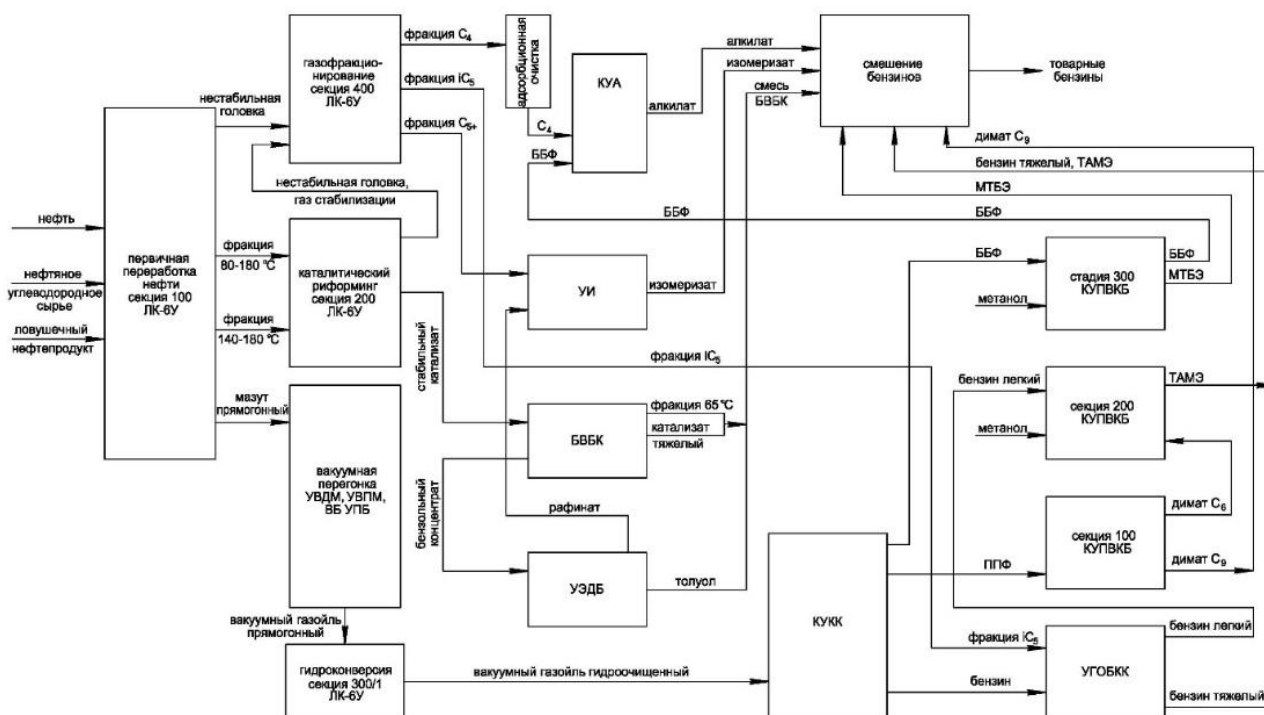


Рисунок 22.1 – Блок-схема процесса переработки нефти с получением товарных бензинов

22.6 Процесс переработки нефти с получением гидроочищенного вакуумного газойля

22.6.1 Блок-схема технологической цепочки процесса переработки нефти с получением гидроочищенного вакуумного газойля приведена на рисунке 22.2.



Рисунок 22.2 – Блок-схема процесса переработки нефти с получением гидроочищенного вакуумного газойля

22.7 Процесс переработки нефти с получением товарного дизельного топлива

22.7.1 При осуществлении технологической цепочки получения товарных дизельных топлив на секции 100 установки ЛК-6У получают прямогонную керосиновую фракцию с температурой кипения от 180 °С до 230 °С, прямогонный мазут и смесь прямогонных дизельных фракций с температурами кипения от 180 °С до 230 °С и от 230 °С до 360 °С.

22.7.2 Прямогонная керосиновая фракция из секции 100 установки ЛК-6У поступает для гидроочистки на секцию 300/2 установки ЛК-6У.

22.7.3 Прямогонный мазут после секции 100 установки ЛК-6У направляется на вакуумную перегонку на УВДМ, УВГМ и ВБ УПБ с получением прямогонной фракции с температурой кипения от 310 °С до 350 °С (вакуумное дизельное топливо), прямогонного вакуумного газойля, гудрона и затемненного нефтепродукта.

22.7.4 Гудрон, полученный на УВДМ, УВГМ и ВБ УПБ, направляется на секцию 200 КУПМ на легкий термический крекинг с получением остатка висбрекинга, бензиновой и дизельной фракции висбрекинга.

22.7.5 Прямогонный вакуумный газойль УВПМ, УВДМ, ВБ УПБ и при необходимости бензиновая и дизельные фракции висбрекинга направляются на гидроконверсию вакуумного газойля на секции 300/1 установки ЛК-6У с получением гидроочищенного вакуумного газойля и компонента печного топлива.

22.7.6 Далее гидроочищенный вакуумный газойль поступает на секцию 2000 КУКК, где осуществляется его каталитическое крекирование в псевдоожиженном слое микросферического катализатора на алюмосиликатной основе с получением ПБФ, нестабильного бензина и легкого каталитического газойля.

22.7.7 Нестабильный бензин после секции 2000 КУКК направляется на газофракционирование в секции 3000 КУКК с получением неочищенного стабильного бензина и неочищенной ПБФ.

22.7.8 Неочищенная ПБФ направляется на секции 4000 и 4100 КУКК для очистки от меркаптановой серы путем перевода ее в дисульфиды и алкилтиосульфонаты и далее на секцию 3000 КУКК для выделения из нее ППФ, поступающей в дальнейшем на секцию 100 КУПВКБ.

22.7.9 На секции 100 КУПВКБ осуществляется димеризация и олигомеризация пропилена, содержащегося в ППФ, с образованием димата C_{12} – компонента сырья УГДТ.

22.7.10 Вакуумное дизельное топливо после УВПМ, УВДМ и ВБ УПБ, прямогонная дизельная фракция с температурой кипения от 180 °С до 360 °С после секции 100 установки ЛК-6У и бензиновая фракция после секции 200 КУПМ поступают на каталитическую гидроочистку и депарафинизацию на УЛГК с получением гидроочищенной дизельной фракции.

22.7.11 Также гидроочищенную дизельную фракцию получают на УГДТ путем каталитической гидроочистки (обессеривания, деазотизирования, деароматизации) и депарафинизации прямогонной дизельной фракции с температурой кипения от 180 °С до 360 °С после секции 100 установки ЛК-6У, димата C_{12} , компонента печного топлива и при необходимости легкого каталитического газойля.

22.7.12 Получение дизельных топлив происходит путем смешения гидроочищенных дизельных фракций УГДТ, УЛГК и гидроочищенного керосина после секции 300/2 установки ЛК-6У с вводом при необходимости в поток дизельного топлива смазывающей присадки, а также цетаноповышающей и депрессорно-диспергирующей присадок.

22.7.13 Блок-схема процесса переработки нефти с получением товарного дизельного топлива приведена на рисунке 22.3.

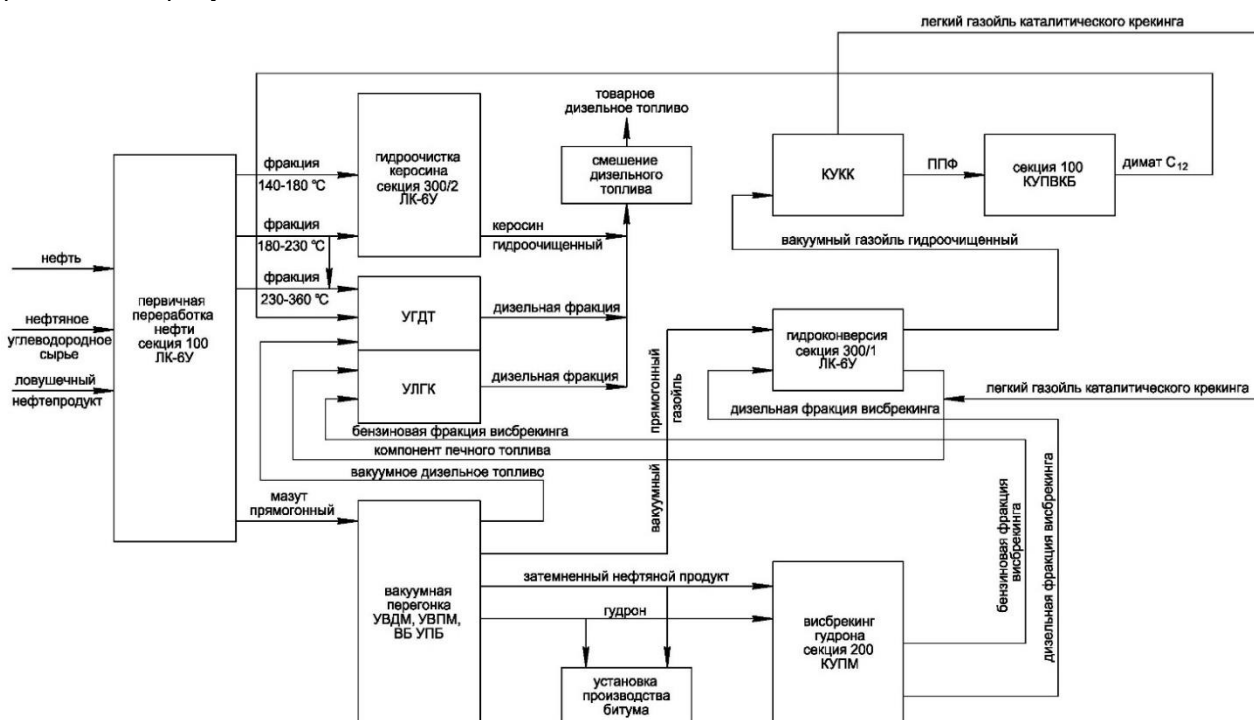


Рисунок 22.3 – Блок-схема процесса переработки нефти с получением товарного дизельного топлива

22.8 Процесс переработки нефти с получением сжиженных углеводородных газов

22.8.1 При осуществлении технологической цепочки получения сжиженного углеводородного газа на секции 100 установки ЛК-6У получают прямогонные бензиновые фракции с температурой кипения от 80 °С до 180 °С и от 140 °С до 180 °С, нестабильную головку и прямогонный мазут.

22.8.2 Смесь прямогонных бензиновых фракций после секции 100 установки ЛК-6У направляется на предварительную гидроочистку на катализаторах гидроочистки в блок гидроочистки секции 200 установки ЛК-6У с получением стабильного гидрогенизата и нестабильной головки. Далее стабильный гидрогенизат направляется в блоки риформинга и стабилизации секции 200 установки ЛК-6У для каталитиче-

ского риформирования на катализаторах риформинга с получением газа стабилизации и стабильного катализата.

22.8.3 Нестабильные головки после секций 100 и 200 установки ЛК-6У поступают на секцию 400 установки ЛК-6У для очистки водным раствором МЭА. Далее очищенные нестабильные головки и газ стабилизации после секции 200 установки ЛК-6У направляются на газофракционирование с получением бутановой фракции и смеси ПБФ.

22.8.4 Прямогонный мазут после секции 100 установки ЛК-6У направляется на вакуумную перегонку на УВПМ, УВДМ и ВБ УПБ с получением прямогонного вакуумного газойля, который далее поступает на гидроконверсию на секции 300/1 установки ЛК-6У с получением гидроочищенного вакуумного газойля.

22.8.5 Гидроочищенный вакуумный газойль направляется на секцию 2000 КУКК на каталитическое крекирование в псевдоожиженном слое микросферического катализатора на алюмосиликатной основе и фракционирование с получением жирного газа и нестабильного бензина, из которых на секции 3000 КУКК осуществляется выделение ПБФ и очистка ее от сероводорода моноэтаноламином.

22.8.6 Очищенная от сероводорода ПБФ поступает на секции 4000 и 4100 КУКК для дальнейшей ее очистки от меркаптановой серы, затем возвращается на секцию 3000 КУКК для выделения из нее ППФ, которая направляется на секцию 100 КУПВКБ.

22.8.7 На секции 100 КУПВКБ происходит превращение ППФ в диматы C_6 , C_9 и C_{12} , а непрореагировавшая ППФ используется в качестве компонента товарных сжиженных углеводородных газов.

22.8.8 Бутановая фракция после секции 400 установки ЛК-6У направляется на адсорбционную очистку и далее на секцию 4000 КУА. Избыточное количество фракции нормального бутана после секции 3000 и изобутана после секции 4000 КУА частично выводятся в резервуарный парк сжиженных углеводородных газов.

22.8.9 В резервуарный парк сжиженных углеводородных газов также поступают ПБФ после секции 400 установки ЛК-6У и ППФ после секции 100 КУПВКБ.

22.8.10 Блок-схема процесса переработки нефти с получением сжиженного углеводородного газа приведена на рисунке 22.4.

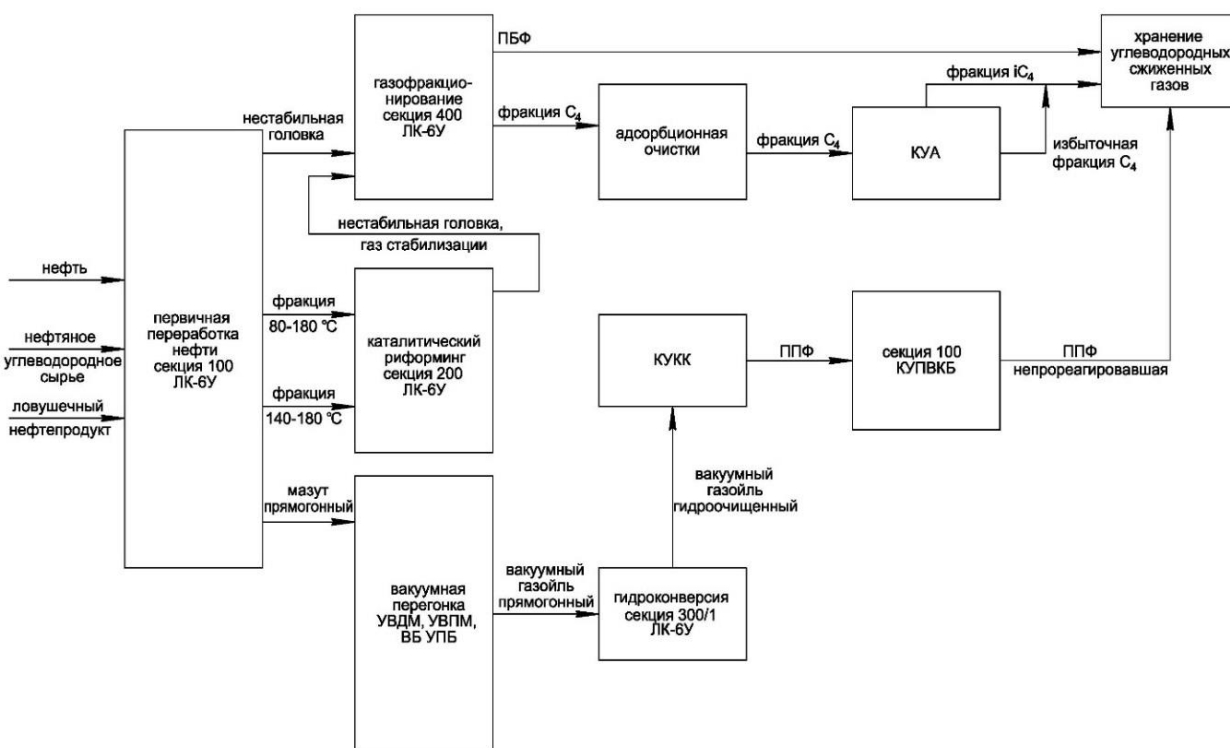


Рисунок 22.4 – Блок-схема процесса переработки нефти с получением сжиженных углеводородных газов

22.9 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при технологических процессах переработки нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов

22.9.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при осуществлении технологических процессов при переработке нефти ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

22.9.2 Состав отходящих газов после установок обусловлен составом топливного газа и топочного мазута, используемых в качестве топлива в технологических печах подогрева продуктов.

22.9.3 Для очистки отходящих газов после регенератора катализатора КУКК применяется пластинчатый электрофильтр для улавливания твердых частиц.

22.9.4 Выбросы горючих газов и паров от срабатывания предохранительных клапанов, продувок технологического оборудования, аварийных сбросов, при пуске, наладке и технологической остановке установки ЛК-6У, УЛГК, УВДМ, УГДТ, УГОБКК, УИ, УВПМ, КУКК, секции 200 КУПМ, КУА и КУПВКБ сбрасываются в общую факельную систему для сжигания.

22.10 НДТМ для очистки отходящих газов при технологических процессах переработки нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов

22.10.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при осуществлении технологических процессов переработки нефти с получением ряда товарных нефтепродуктов: бензина, дизельного топлива, гидроочищенного вакуумного газойля и сжиженных углеводородных газов должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

22.10.2 НДТМ для очистки отходящих газов после регенератора катализатора КУКК является электроосаждение.

22.10.3 Для сбросов горючих газов при аварийном освобождении оборудования и трубопроводов, при пуске установок после остановок, продувке оборудования применяется факельное сжигание.

22.10.4 В таблице 22.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при технологических процессах переработки нефти при использовании в технологических печах высокосернистого мазута с содержанием серы до 2,62 % [2], [5].

Таблица 22.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при переработке нефти с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
1	2	3	4
Сера диоксид	Технологические печи стадии атмосферной перегонки, каталитического риформинга и гидроочистки нефти (секции 100, 200 и 300 установки ЛК-6У)	730,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Технологическая печь УГДТ	690,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Технологическая печь УИ	130,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Технологическое оборудование стадии висбрекинга гудрона (секция 200 КУПМ)	565,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Технологическая печь УЛГК	40,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Твердые частицы	Регенератор катализатора КУКК	50,0	Электроосаждение, производственные наблюдения

Продолжение таблицы 22.1

1	2	3	4
Сера диоксид	Технологическая печь КУА	715,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Технологические печи УГОББК	735,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Примечание – Значения концентраций загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах для остальных источников выбросов указаны при нормальных условиях (0 °С, 0,1 МПа) в пересчете на сухой газ при содержании кислорода в дымовых газах 15 %.			

23 Вакуумная перегонка прямогонного мазута с получением прямогонного вакуумного газойля, вакуумного дизельного топлива и гудрона

23.1 Исходным сырьем для процесса вакуумной перегонки прямогонного мазута является остаток первичной переработки нефти или смеси нефти и нефтяного углеводородного сырья.

23.2 Технологический процесс вакуумной перегонки прямогонного мазута осуществляется на следующих установках: УВДМ, УВПМ и ВБ УПБ.

23.3 Блок-схема процесса вакуумной перегонки прямогонного мазута приведена на рисунке 23.1.

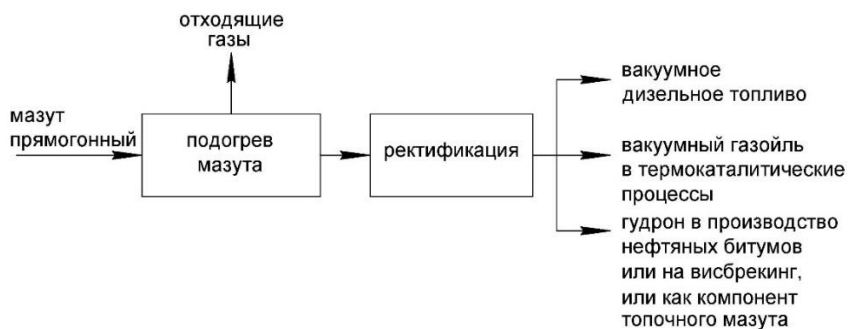


Рисунок 23.1 – Блок-схема процесса вакуумной перегонки прямогонного мазута на УВДМ, УВПМ и ВБ УПБ

23.4 Прямогонный мазут с установок первичной переработки нефти поступает на УВДМ, УВПМ и ВБ УПБ, где происходит подогрев сырья и затем вакуумная разгонка мазута на фракции:

- прямогонная фракция с температурой кипения от 310 °С до 350 °С (вакуумное дизельное топливо);
- прямогонная фракция с температурой кипения от 350 °С до 500 °С (вакуумный газойль);
- прямогонная фракция с температурой кипения более 500 °С (гудрон).

Так же в процессе образуются газы разложения и уловленный нефтепродукт.

23.5 Вакуумный газойль в дальнейшем используется в качестве сырья для термokatалитических процессов, гудрон – в качестве сырья для производства нефтяных битумов и (или) сырья процесса висбрекинга гудрона, компонента топочного мазута.

23.6 Подогрев сырья осуществляется в блоке сырьевых теплообменников, затем в змеевиках технологических печей, где в качестве топлива применяются газ и (или) топочный мазут. Процесс разделения прямогонного мазута на фракции проводится методом ректификации под вакуумом в аппаратах колонного типа. В процессе ректификации происходит многократное испарение более летучих веществ и конденсация менее летучих. Снижение общего давления проведения процесса (условие вакуума) уменьшает парциальное давление паров и соответственно позволяет снизить температуру процесса кипения (конденсации) веществ разделяемой смеси и делает возможным разделение труднолетучих или термолабильных смесей при более низких температурах.

23.7 Перегонка мазута в условиях вакуума позволяет получить вакуумную дизельную фракцию и фракцию вакуумного газойля, избежав нагрева сырья в печи выше температуры от 400 °С до 410 °С, при которой начинается его термическое разложение.

23.8 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при технологическом процессе вакуумной перегонки прямогонного мазута

23.8.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при осуществлении технологического процесса вакуумной перегонки мазута ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

23.8.2 Состав отходящих газов после установок вакуумной ректификации мазута обусловлен составом топочного мазута, используемого в качестве топлива в технологических печах подогрева сырья.

23.9 НДТМ для очистки отходящих газов при технологическом процессе вакуумной перегонки прямогонного мазута

23.9.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при осуществлении технологического процесса вакуумной перегонки прямогонного мазута должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

23.9.2 В таблице 23.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при технологическом процессе вакуумной перегонки прямогонного мазута при использовании в технологических печах газа либо низкосернистого мазута [2].

Таблица 23.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при вакуумной перегонке прямогонного мазута с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах после очистки, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Сера диоксид	Технологическая печь УВДМ	340,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Технологическая печь УВПМ	715,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Технологическая печь ВБ УПБ	3 225,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Примечание – значения концентраций загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах указаны при нормальных условиях (0 °С, давлении 0,1 МПа) в пересчете на сухой газ при содержании кислорода в дымовых газах 15 %).			

24 Производство дорожных, строительных и кровельных битумов

24.1 В настоящем разделе описываются технологические процессы получения дорожных, строительных и кровельных битумов методом окисления гудрона, полученного из продуктов первичной переработки нефти, и из гудрона, полученного вакуумной перегонкой мазута.

24.2 Битумы являются сложными многокомпонентными системами. По данным схемам производятся битумы различных марок в зависимости от свойств исходного сырья и параметров процесса окисления гудрона.

24.3 Технологический процесс получения дорожных, строительных и кровельных битумов по схеме окисления гудрона, полученного из продуктов первичной переработки нефти

24.3.1 Исходным сырьем для получения дорожных, строительных и кровельных битумов по схеме окисления гудрона, полученного из продуктов первичной переработки нефти, является гудрон или сырьевая смесь (смесь гудрона с верхним гудроном и (или) экстрактом фенольной очистки масел, и (или) асфальтом деасфальтизации, и (или) вторичным деасфальтизатором, и (или) сырьем для производства нефтяных битумов).

24.3.2 Блок-схема получения дорожных, строительных и кровельных битумов из гудрона, полученного из продуктов первичной переработки нефти, приведена на рисунке 24.1.

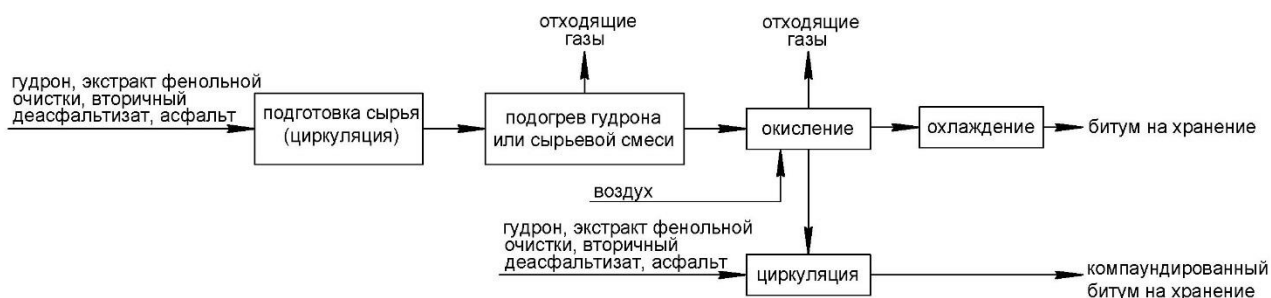


Рисунок 24.1 – Блок-схема получения дорожных, строительных и кровельных битумов из гудрона, полученного из продуктов первичной переработки нефти

24.3.3 Гудрон, либо смесь гудрона с верхним гудроном с установок первичной переработки нефти поступает в специальные резервуары, куда, при необходимости, производится докачка экстракта фенольной очистки, вторичного деасфальтизата, асфальта или их смеси. И далее в течение времени от 1,5 до 3 ч производится циркуляция смеси в резервуарах.

24.3.4 Из резервуаров гудрон либо сырьевая смесь насосами прокачиваются через змеевики трубчатых печей для подогрева сырья, где нагреваются в зависимости от марки получаемого битума до температуры в интервале от 140 °С до 250 °С. В качестве топлива используется топочный мазут.

24.3.5 Далее нагретая смесь подается в окислительные колонны, куда также поступает сжатый воздух. В колоннах поддерживается различное давление и температура в зависимости от марки получаемого битума. Температурный режим окисления регулируется температурой сырья на выходе из трубчатых печей для подогрева сырья. Суть процесса заключается в окислении кислородом воздуха нафтеновых колец гудрона, конденсированных с ароматическими при температуре в интервале от 200 °С до 300 °С. В процессе окисления происходит выделение тепла, уменьшение содержания ароматических углеводородов в маслах и обогащение асфальтенами.

24.3.6 Газы окисления из окислительных колонн поступают двумя потоками по газовому коллектору в газосепараторы, где происходит отделение газообразной фазы от жидкой. Далее газообразная фаза через каплеотбойник поступает на сжигание в печь дожига газов окисления, а жидкая фаза откачивается с установки по линии несконденсированного продукта.

24.3.7 Готовый битум из низа окислительных колонн насосами через змеевики холодильников подается в емкости для хранения готового продукта и передачи потребителю.

24.3.8 Качество битумов характеризуется рядом условных показателей, из которых наиболее важны температура размягчения и хрупкости, пенетрация и растяжимость.

24.3.9 Для повышения пенетрации и понижения температуры хрупкости битума с заданной температурой размягчения понижают вязкость и температуру застывания дисперсионной среды в процессе компаундирования. Для получения компаундированного битума окисленный компонент из окислительных колонн насосами направляется в емкости, куда подается неокисленный компонент (гудрон, экстракт фенольной очистки, вторичный деасфальтизат, асфальт). После заправки емкости в ней осуществляется циркуляция смеси в течение времени от 1,5 до 3 ч. После окончания циркуляции компаундированный битум хранится в емкости, с которой передается потребителю.

24.4 Технологический процесс получения дорожных, строительных и кровельных битумов по схеме окисления гудрона, полученного вакуумной перегонкой мазута

24.4.1 Исходным сырьем для получения дорожных, строительных и кровельных битумов из гудрона, полученного вакуумной перегонкой мазута, является прямогонный мазут, полученный на установках первичной переработки нефти (секция 100 ЛК-6У).

24.4.2 Блок-схема получения дорожных, строительных и кровельных битумов из гудрона, полученного вакуумной перегонкой мазута, приведена на рисунке 24.2.

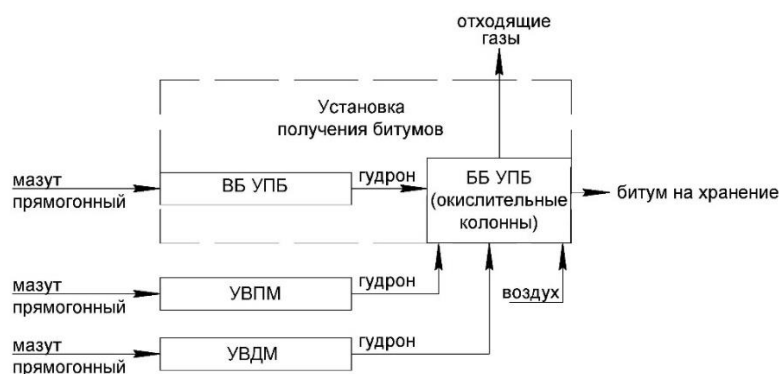


Рисунок 24.2 – Блок-схема получения дорожных, строительных и кровельных битумов из гудрона, полученного вакуумной перегонкой мазута

24.4.3 На УВПМ, УВДМ и ВБ УПБ осуществляются процессы вакуумной разгонки прямогонного мазута на фракции (дистилляции, ректификации). Процесс описан в разделе 23 настоящего технического кодекса. Одним из продуктов разгонки является фракция с температурой кипения свыше 500 °С – гудрон.

24.4.4 Гудрон после вакуумной перегонки мазута поступает в ББ УПБ, где осуществляется его окисление кислородом воздуха в аппаратах колонного типа.

24.5 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при производстве дорожных, строительных и кровельных битумов

24.5.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при производстве дорожных, строительных и кровельных битумов ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

24.5.2 Для очистки отходящих газов от загрязняющих веществ по схеме, описанной в 24.3 газообразная фаза после окислительных колонн поступает на сжигание в печах дожига при температуре от 800 °С до 1 100 °С. В качестве топлива для форсунок печей применяется топочный мазут. Газовоздушная смесь после печей дожига смешивается с газовой фазой после печей для подогрева сырья и через дымовую трубу выбрасывается в атмосферный воздух. Эффективность очистки отходящих дымовых газов по углеводородам составляет до 96 %.

24.5.3 Для очистки отходящих газов от загрязняющих веществ после окислительных колонн по схеме, описанной в 24.4 также применяются печи дожига, после которых дымовые газы выбрасываются в атмосферный воздух.

24.6 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве дорожных, строительных и кровельных битумов

24.6.1 НДТМ для очистки отходящих газов при производстве дорожных, строительных и кровельных битумов является термическое обезвреживание методом прямого сжигания в печах дожига.

24.6.2 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

24.6.3 В таблице 24.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при применении НДТМ для очистки отходящих газов при производстве дорожных, строительных и кровельных битумов [2], [6].

Таблица 24.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при производстве дорожных, строительных и кровельных битумов с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах после очистки, мг/м ³ , не более	НДТМ для очистки отходящих газов
Сера диоксид	Окислительные колонны	3 025,0	Термическое обезвреживание, производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Углеводороды предельные алифатического ряда C ₁ – C ₁₀		30,0	
Примечание – Значения концентраций загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах указаны при нормальных условиях (0 °С, давлении 0.1 МПа) в пересчете на сухой газ при содержании кислорода в дымовых газах			

25 Переработка тяжелых нефтяных фракций методом каталитического гидрокрекинга с получением дизельного топлива, керосина, бензина, сжиженного газа и гидрооблагороженного остатка и замедленное коксование тяжелых остатков переработки нефти

25.1 Переработка тяжелых нефтяных фракций методом каталитического гидрокрекинга с получением дизельного топлива, керосина, бензина, сжиженного газа и гидрооблагороженного остатка

25.1.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс переработки тяжелых нефтяных фракций методом каталитической гидроочистки и гидрокрекинга в водородсодержащей среде с целью получения более легких продуктов: дизельного топлива, керосина, бензина, сжиженного газа и гидрооблагороженного остатка.

25.1.2 Установка гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций функционально разделена на изолированные секции: реакторную, блок отпарки кислых вод, блок регенерации амина, фракционирования и факельную установку.

25.1.3 Блок-схема взаимосвязи основных секций установки гидрокрекинга приведена на рисунке 25.1.

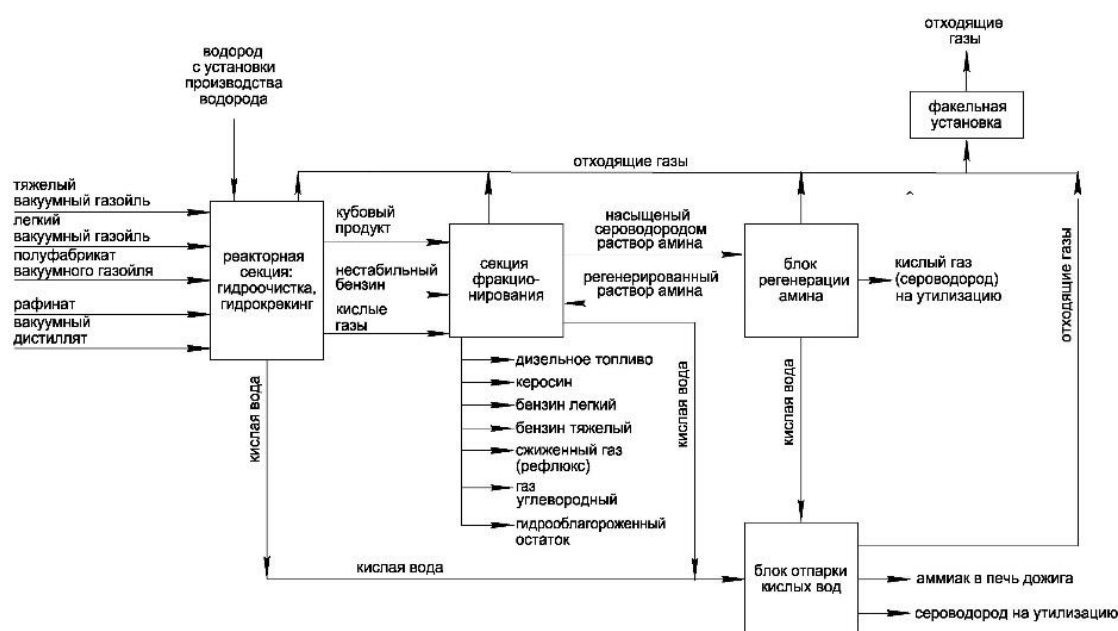


Рисунок 25.1 – Блок-схема движения основных потоков при переработке тяжелых нефтяных фракций методом каталитического гидрокрекинга

Реакторная секция включает в себя следующие блоки: блок подготовки сырья, реакторный блок с сырьевой печью и блоком теплообмена, блок стабилизации продукта и блок компрессоров подачи водорода и циркуляционного газа. В состав секции фракционирования входят технологические блоки: блок главной фракционирующей колонны, блок вторичной разгонки бензина и блок очистки газов.

25.1.4 Исходным сырьем для процесса гидрокрекинга является смесь вакуумных дистиллятов нефти, их рафинатов, с возможным частичным добавлением деасфальтизата гудрона.

25.1.5 Исходное сырье, поступающее из резервуаров хранения, смешивается в тройнике с циркулирующим водородсодержащим газом. Далее газосырьевая смесь направляется в теплообменники и печь нагрева сырья. В качестве топлива в печи нагрева сырья применяется природный газ.

25.1.6 Газосырьевая смесь после печи подогрева направляется в реактор гидроочистки.

В процессе гидроочистки на трех слоях катализатора протекают реакции гидрообессеривания, гидродеазотирования, деметаллизации, гидрирования олефинов и насыщения ароматики. В первом слое применяется инертный материал и катализатор деметаллизации, во втором и третьем слое – катализатор гидроочистки.

25.1.7 После гидроочистки гидрогенизат направляется в реактор гидрокрекинга. Гидрокрекинг осуществляется на двух слоях катализатора. В качестве катализатора гидрокрекинга применяется цеолитсодержащий катализатор высокой активности. В ходе реакции гидрокрекинга осуществляется расщепление углеводородов с образованием углеводородов с меньшей молекулярной массой в водородсодержащей среде при повышенных температуре и давлении.

25.1.8 Газопродуктовая смесь после реактора гидрокрекинга направляется для охлаждения в теплообменники и воздушный конденсатор и далее – в сепаратор высокого давления, где разделяется на газообразную и жидкую фазы. Газообразная фаза после сепаратора высокого давления поступает в каплеуловитель и затем на прием компрессора циркулирующего водородсодержащего газа.

25.1.9 Жидкая фаза и кислая вода после сепаратора высокого давления направляются на повторное разделение в сепаратор низкого давления, где также происходит разделение нестабильного продукта на газообразную и жидкую фазы. Газообразная фаза смешивается с кислым газом отпарной колонны и направляется на аминную очистку в блок очистки газов секции фракционирования.

25.1.10 Жидкая фаза после сепаратора низкого давления последовательно нагревается в теплообменниках и далее направляется в отпарную колонну тарельчатого типа для стабилизации и удаления из жидкой фазы легких компонентов, в том числе сероводорода. Кислая вода из сепаратора низкого давления направляется на очистку в секцию отпарки кислых вод.

25.1.11 Отпаренный кислый газ с верха отпарной колонны направляется последовательно в воздушный и водяной холодильники и далее в емкость орошения.

25.1.12 Кубовый продукт из низа отпарной колонны направляется на охлаждение в теплообменник, а затем в блок главной фракционирующей колонны секции фракционирования для разделения на продукты: дизельное топливо, керосин, бензин и гидрооблагороженный остаток. В данном блоке кубовый продукт вначале подогревается в теплообменном оборудовании и печи подогрева сырья, а затем направляется на ректификацию в колонну, дополненную боковыми отпарными колоннами (стриппингами). Пары бензина из верха колонны поступают в воздушный холодильник, где полностью конденсируются. Далее охлажденная смесь углеводородов и воды поступает в сепаратор орошения. Бензин из сепаратора орошения применяется для орошения колонны, а кислая вода охлаждения направляется на секцию отпарки кислых вод. В стриппингах осуществляется отпаривание от легких компонентов керосиновой и дизельной фракций. Перед направлением товарного бензина на хранение либо отгрузку осуществляется его сушка в колонне от воды при помощи вакуума.

25.1.13 Из емкости орошения углеводородный неочищенный газ поступает в блок очистки газов секции фракционирования для аминной очистки, нестабильный бензин направляется на орошение отпарной колонны, а кислая вода в секцию отпарки кислых вод. Избыток нестабильного бензина направляется в блок вторичной разгонки бензина секции фракционирования.

25.1.14 В блок вторичной разгонки бензина поступает нестабильный бензин с верха реакторной колонны блока реакторной секции и из сепаратора блока главной фракционирующей колонны секции фракционирования. Вначале бензин нагревается в теплообменном оборудовании и затем поступает в колонну дебутанизации, где осуществляется отделение легких углеводородов (рефлюкса) от бензина. Пары легких углеводородов (преимущественно пропан и бутан) подаются в воздушный и водяной холодильники и затем в сепаратор, где осуществляется их разделение: несконденсированные газы направляются на очистку в блок очистки газов секции фракционирования, а рефлюкс возвращается в колонну дебутанизации в качестве орошения. Избыток рефлюкса выводится с установки.

Кубовый продукт из колонны дебутанизации охлаждается в теплообменнике и направляется в колонну разделения бензинов. Пары легкого бензина с верха колонны поступают в воздушный конденсатор и далее в сепаратор орошения, где осуществляется разделение легкого бензина и воды. Легкий бензин возвращается в колонну разделения бензина, а избыток – выводится за пределы установки. Тяжелый бензин из куба колонны разделения через воздушный и водяной холодильники выводится за пределы установки.

25.1.15 Водород, используемый в реакторной секции, поступает с установки производства водорода, проходит три ступени сжатия и охлаждения и далее смешивается с газовой фазой после сепаратора высокого давления.

25.1.16 В блоке очистки газов осуществляется очистка углеводородных газов секции фракционирования и реакторной секции. Углеводородные газы после секций смешиваются и направляются в абсорбер, где из газа удаляется сероводород абсорбцией раствором амина, подаваемого с блока регенерации амина. Насыщенный сероводородом раствор амина направляется на регенерацию в блок регенерации амина. Углеводородный газ с верха первого абсорбера поступает во второй абсорбер, где из него абсорбцией тяжелым бензином удаляются тяжелые углеводороды. Далее очищенный углеводородный газ через сепаратор выводится из установки.

25.1.17 Упрощенная блок-схема основных технологических потоков в реакторной секции и секции фракционирования приведена на рисунке 25.2.

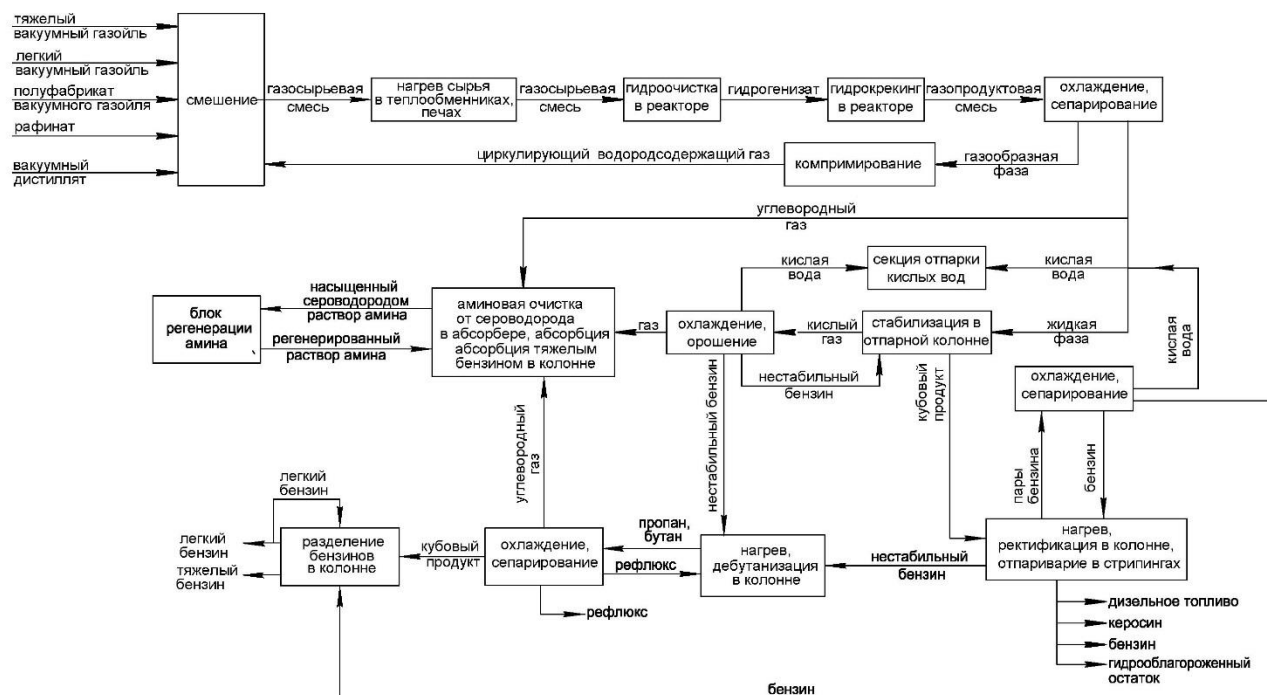


Рисунок 25.2 – Блок-схема технологического процесса каталитического гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций в реакторной секции и секции фракционирования

25.1.18 Блок регенерации амина предназначен для регенерации насыщенного сероводородом раствора амина, поступающего с секции фракционирования, методом десорбции. Насыщенный раствор амина поступает в сырьевую емкость, откуда растворенные балластные газы направляются в колонну-скруббер, где осуществляется их отмывка от сероводорода регенерированным раствором амина. Очищенная газовая смесь направляется на факельную установку для утилизации, а очищенный раствор стекает в сырьевую емкость. Сырьевая емкость амина конструктивно состоит из трех отсеков: для разделения углеводорода и раствора амина. Насыщенный раствор амина из отсека сырьевой емкости через теплообменники направляется в колонну-регенератор тарельчатого типа, где происходит его повторная десорбция водяными парами раствора амина.

25.1.19 Газы, выходящие из верха колонны-регенератора, направляются на охлаждение и конденсацию в воздушный конденсатор и затем в емкость орошения, конденсат из которой через десорбер возвращается в колонну-регенератор. Кислый газ из емкости орошения, содержащий примесь аммиака, направляется в колонну промывки, где для промывки применяется отпаренная вода из блока отпарки кислых вод. Промытый кислый газ направляется на утилизацию, а кислая вода на секцию отпарки кислых вод.

25.1.20 Горячий раствор из колонны-регенератора поступает на охлаждение в теплообменниках и холодильниках и затем в емкость регенерированного раствора. Из емкости большая часть регенерированного раствора направляется в аминовый десорбер блока очистки газов секции фракционирования, меньшая – на орошение в колонну-скруббер.

25.1.21 Блок отпарки кислых вод предназначен для очистки потоков кислой воды, поступающих из реакторной секции блока регенерации амина и секции фракционирования.

25.1.22 Кислые стоки из различных источников поступают в сырьевую емкость, состоящую из трех отсеков для отделения воды, углеводородов и кислой воды. В верхней части емкости в скруббере осуществляется отмывка отпаренной водой сероводорода от аммиака.

25.1.23 Кислые стоки из сырьевой емкости нагреваются в теплообменнике и затем поступают на колонну отпарки сероводорода, оборудованную слоями колец, вода после отпарки с содержанием аммиака не более 30 мкг/кг и сероводорода не более 5 мкг/кг из куба колонны после охлаждения направляется в канализацию, отпаренный сероводород из колонны направляется на утилизацию. Обогащенный аммиаком боковой поток колонны отпарки направляется в колонну отмывки аммиака от сероводорода, из верхней части колонны газообразный аммиак направляется в печку дожига.

25.1.24 Блок-схема основных технологических потоков в блоке отпарки кислых вод приведена на рисунке 25.3.

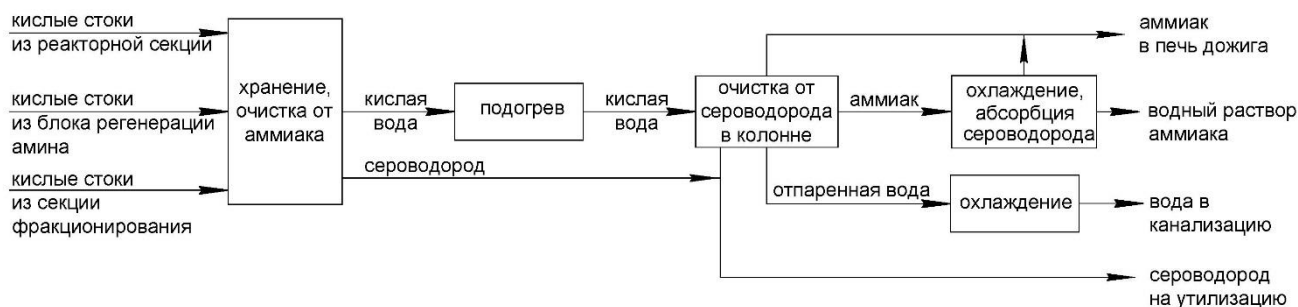


Рисунок 25.3 – Блок-схема технологического процесса в блоке отпарки кислых вод

25.2 Замедленное коксование тяжелых остатков переработки нефти с получением кокса, легкого и тяжелого газойля коксования, топливного и сернистого сжиженного нефтяного газа, стабилизированных бензинов

25.2.1 В настоящем разделе описывается процесс замедленного коксования тяжелых нефтяных остатков на УЗК.

25.2.2 Исходным сырьем для процесса замедленного коксования являются нефтяные остатки, включающие в себя вакуумные остатки, асфальт с установки деасфальтизации гудрона пропаном, остатки висбрекинга, а также некондиционный нефтепродукт.

25.2.3 УЗК состоит из двух секций: коксования и отпарки кислых стоков. Секция коксования включает в себя секции коксования, фракционирования и газовую секцию, которые обеспечивают переработку тяжелых нефтяных остатков, как первичной, так и вторичной переработки, с получением нефтяного кокса, легкого и тяжелого газойлей, топливного и сжиженного сернистого нефтяного газа, стабилизированных бензинов. Секция отпарки кислых стоков обеспечивает обработку кислой воды.

25.2.4 Сырьевая смесь с температурой 145 °С через загрузочный уравнильный барабан насосами подается в теплообменники на подогрев легким и тяжелым газойлями. При применении в технологическом процессе некондиционного нефтепродукта он предварительно подается в коагулятор для выделения кислой воды и затем нагревается тяжелым газойлем.

25.2.5 Подогретое до температуры 219 °С сырье поступает в нижнюю часть колонны фракционирования, где через перемешивающиеся контуры смешивается с кубовой жидкостью. Далее коксовая жидкость (смесь кубовой жидкости и сырья) насосами направляется в коксовую печь.

25.2.6 Очищенная кубовая жидкость после колонны разделяется на четыре потока и направляется в коксовую печь. В коксовой печи осуществляется нагревание коксовой жидкости за счет сгорания топливного газа. В качестве топлива в печи применяется очищенный от капель топливный газ с содержанием сероводорода 0,03 % по объему.

25.2.7 Далее подогретая коксовая жидкость поступает в один из коксовых барабанов, где в результате крекинга сырья образуются кокс и углеводородные пары. Подача коксовой жидкости в коксовый барабан осуществляется в течение 22 ч, удаление кокса из полного барабана – также в течение 22 ч. Для регулирования температуры подачи сырья в коксовый барабан осуществляется подача питательной воды.

25.2.8 Кокс из коксовых барабанов направляется на гидравлический резак для охлаждения водяным паром. Далее отслоившийся от стенок барабана кокс поступает в коксовую яму для хранения.

25.2.9 Пары из верхней части коксового барабана направляются в нижнюю часть колонны фракционирования. При прохождении паров через коксовую жидкость осуществляется отделение из нее кокса и конденсация тяжелых нефтяных компонентов. Во время охлаждения и пропаривания коксового барабана пар и пары углеводородов направляются в продувочный барабан, в котором пар охлаждается, а масляные испарения конденсируются при взаимодействии с противотоком циркулирующего нефтепродукта.

25.2.10 Из средней части колонны фракционирования выводится фракция тяжелого газойля с температурой кипения 389 °С. Далее поток тяжелого газойля охлаждается и разделяется на части: одна направляется в теплообменник для подогрева, а вторая, пройдя через фильтры, возвращается в колонну фракционирования.

25.2.11 Фракция тяжелого газойля из теплообменника направляется в парогенератор, где поток снова разделяется на части: одна часть отводится в кипятильник дебутанизатора для нагревания кубовой жидкости и далее возвращается в колонну фракционирования; вторая часть потока направляется в отпарную колонну, в которой легкие компоненты извлекаются паром и возвращаются в колонну фракционирования. Очищенный продуктовый тяжелый газойль насосами подается в теплообменник для подогрева исходного сырья, а затем в другой теплообменник для охлаждения до температуры 100 °С. Перед подачей на хранение тяжелый газойль проходит дополнительное охлаждение в аппарате воздушного охлаждения и доохладителе.

25.2.12 Легкий газойль из колонны фракционирования разделяется на три потока. Первый поток легкого газойля поступает на дальнейшую разгонку в отпарную колонну, перекачивается через теплообменники и аппарат воздушного охлаждения и далее направляется за пределы УЗК для дальнейшей переработки.

Второй поток легкого газойля направляется на охлаждение до температуры 40 °С в охладителе, доохладителе и теплообменнике и далее на орошение в губчатый абсорбер, где используется в качестве тощего абсорбента. В губчатом абсорбере легкий газойль поглощает легкие компоненты из газового потока после другого абсорбера и далее после нагрева возвращается в колонну фракционирования.

Третий поток легкого газойля также делится на части: часть потока возвращается обратно в колонну фракционирования, а вторая часть поступает в кипятильник отпарной установки, где используется в качестве греющего агента и затем, после охлаждения до температуры 182 °С, возвращается в колонну фракционирования.

25.2.13 Верхний погон из колонны фракционирования проходит аппарат воздушного охлаждения, где частично конденсируется, и поступает в сепаратор, в котором паровая фаза отделяется от углеводородной жидкости и воды.

25.2.14 Паровая фаза из сепаратора направляется в каплеотбойник и затем в компрессор. После компрессора часть нестабильной бензиновой фракции возвращается в колонну фракционирования в виде флегмы, а оставшаяся часть направляется в газовую секцию УЗК на орошение абсорбера.

25.2.15 Сжатый сбросной газ на выходе из компрессора смешивается с кубовой жидкостью абсорбера и далее после охлаждения подается в сепаратор. Газовый конденсат из сепаратора поступает на верхнюю тарелку отпарной секции, а сбросной газ поступает в абсорбер. В абсорбере осуществляется дальнейшая отмывка сбросного газа от легких углеводородов потоком смеси жидких нестабильных и стабильных бензиновых фракций.

25.2.16 Верхний погон из абсорбера поступает на дальнейшую переработку в губчатый абсорбер, а кубовая жидкость возвращается на нагнетание компрессора. В данном абсорбере паровая фаза отмывается от углеводородов легким неотпаренным газойлем от колонны фракционирования. Верхним погоном после губчатого абсорбера является сернистый нефтяной газ.

25.2.17 В отпарной секции из газового конденсата выделяются легкие углеводороды. Верхний погон из отпарной секции возвращается на нагнетание компрессора, а кубовая жидкость поступает в дебутанизатор.

25.2.18 В дебутанизаторе жидкость, поступающая из кубовой части отпарной секции, фракционирует на два потока: в верхней части образуется сернистый сжиженный нефтяной газ, в кубовой части – стабильные бензиновые фракции.

25.2.19 Сернистый сжиженный нефтяной газ после дебутанизатора проходит конденсатор и сепаратор и далее часть в виде флегмы возвращается в дебутанизатор, а остальная часть направляется за пределы УЗК на дальнейшую переработку.

25.2.20 Стабильные бензиновые фракции после дебутанизатора охлаждаются в теплообменнике и аппарате воздушного охлаждения и затем часть направляется на орошение абсорбера, а остальная часть – за пределы УЗК на дальнейшую переработку.

25.2.21 Кислые стоки после сепаратора стадии фракционирования направляются в испарительный барабан для удаления растворенных газов и некондиционных нефтепродуктов. В испарительный барабан могут направляться также кислые стоки из других производств. Далее очищенные кислые стоки направляются в отпарную колонну для удаления аммиака и сероводорода.

25.2.22 Отпаренная вода из колонны возвращается в секцию коксования в качестве подпиточной воды, а топливный сернистый газ направляется на утилизацию установку производства элементарной серы.

25.2.23 На УЗК предусматривается использование в технологическом процессе вентиляционных газов, образующихся при коксовании, в системе компримирования и бесперебойной откачки газов на технологию сероочистки.

25.2.24 Блок-схема технологического процесса замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти приведена на рисунке 25.4.

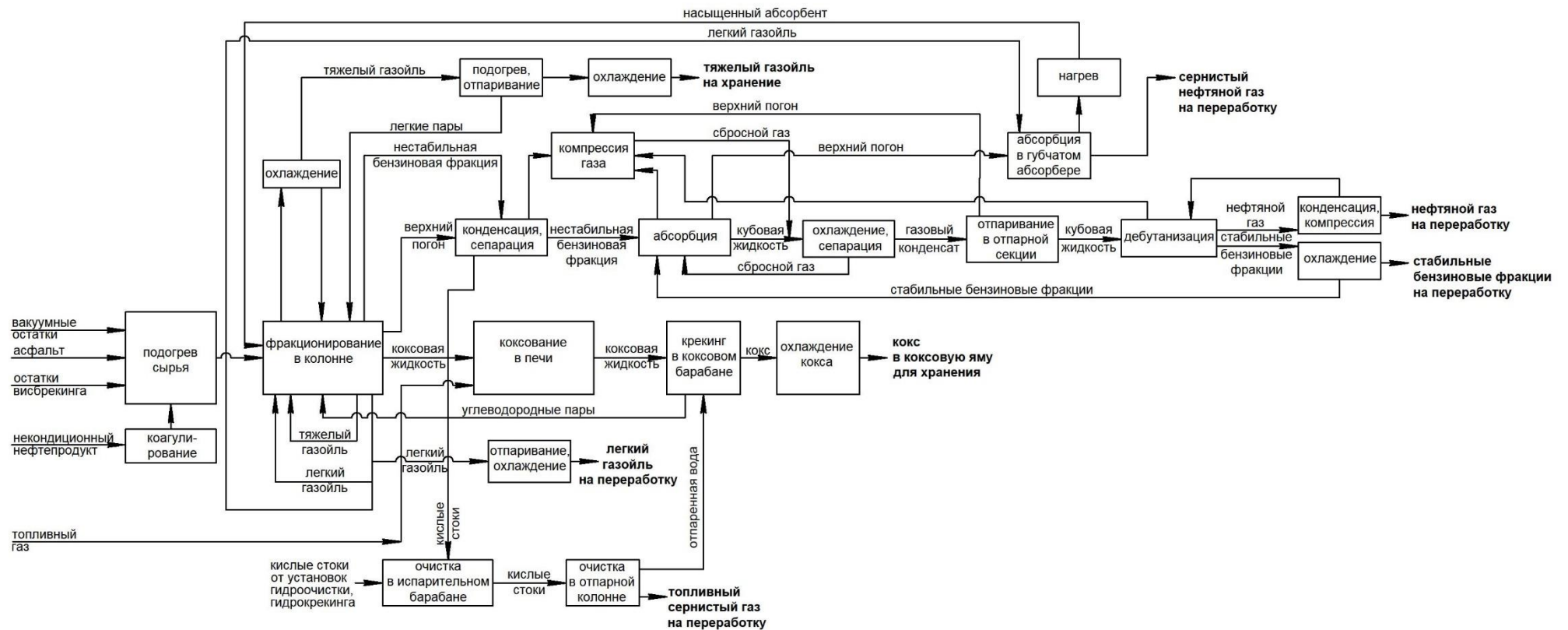


Рисунок 25.4 – Блок-схема процесса замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти

25.3 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при технологических процессах каталитического гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти

25.3.1 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при технологическом процессе гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций

25.3.1.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при осуществлении технологического процесса каталитического гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

25.3.1.2 Для очистки отходящих газов, содержащих аммиак, после колонны абсорбера аммиака блока отпарки кислых вод применяются две печи сжигания.

Первая печь сжигания состоит из трех секций: восстановления, охлаждения и окисления. На первом этапе очистки происходит горение отходящих газов в высокоинтенсивной топке печи в условиях недостатка кислорода с образованием из газообразного аммиака оксидов азота NO_x . Далее продукты сгорания направляются в секцию восстановления, где связанный в оксидах азот восстанавливается до молекулярного N_2 при температуре 1 200 °С. Высокая температура в топке и турбулентность, создаваемая лопастями в системе напорного воздуха обеспечивают условия, не допускающие возникновения сажи. Охлаждение дымовых газов осуществляется химводоочищенной водой в интервале от 850 °С до 900 °С. Далее охлажденные газы подвергаются окислению избытком кислорода воздуха и через дымовую трубу выбрасываются в атмосферный воздух.

Вторая печь дожига предназначена также для сжигания побочного газообразного аммиака до молекулярного N_2 , но с минимальным пережогом до NO_x . Данная печь конструктивно состоит из четырех частей: топка, где происходит сгорание аммиака; закалочная камера, где происходит охлаждение дымовых газов; реакционная камера, где происходит восстановление оксидов азота NO_x и дымовая труба для тяги и рассеивания продуктов сгорания. Во вторую печь для обеспечения оптимальных условий сжигания подаются аммиак, воздух, химически водообессоленая вода и пар среднего давления.

25.3.1.3 Утилизацию сероводорода после колонны блока регенерации амина осуществляют двумя способами: направлением в технологический процесс производства серной кислоты методом мокрого катализа, описанный в 8.5 либо в печь дожига.

25.3.1.4 Отходящие газы после печи подогрева сырья выводятся в дымовую трубу и выбрасываются в атмосферный воздух.

25.3.1.5 Выбросы от постоянных продувок технологического оборудования и трубопроводов, сбросы от предохранительных клапанов, пробоотборников направляются на факельные установки (углеводородную и сероводородную) для бездымного сжигания.

25.3.2 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при технологическом процессе замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти

25.3.2.1 При технологическом процессе замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти для очистки отходящих газов не применяются технические методы очистки, для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

25.3.2.2 Отходящие газы после печи коксования выбрасываются в атмосферный воздух через дымовую трубу. Состав отходящих газов обусловлен составом сжигаемого топливного газа.

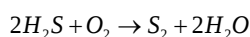
25.3.2.3 Выбросы от постоянных продувок технологического оборудования, сбросы от предохранительных клапанов направляются в факельную систему для сжигания.

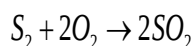
25.3.3 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при технологических процессах гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти

25.3.3.1 Для утилизации сероводородсодержащего и аммиаксодержащего газа, полученного после блока регенерации амина установки гидрокрекинга и секции отпарки кислых стоков УЗК, применяется комбинированный многоступенчатый метод обработки и очистки отходящих газов, заключающийся в термической и каталитической конверсии сероводорода с образованием серы. Степень очистки от сероводорода по данному методу составляет 99,9999 %, от аммиака – 100 %, от предельных углеводородов – 99,997 %. Данный способ утилизации применяется для производства жидкой серы.

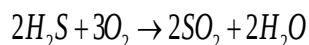
25.3.3.2 Отходящие кислые газы с различных установок, содержащие сероводород, пройдя через сепаратор смешиваются в общий поток и направляются на первую ступень очистки отходящих газов, где осуществляются реакции образования серы в реакционных печах, каталитических реакторах и в реакторе для гидрирования. После каждой стадии первой ступени очистки газовый поток направляется в конденсаторы серы для охлаждения при этом из газа конденсируется сера.

В реакционных печах осуществляется сжигание сероводорода по реакциям:

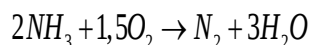
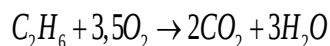




Часть сероводорода превращается в диоксид серы:



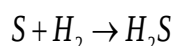
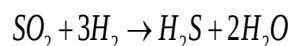
Углеводороды и аммиак, содержащиеся в отходящих газах, сгорают по реакции:



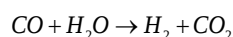
После реакционных печей технологический газ последовательно направляется в первый конденсатор серы, первый каталитический реактор, второй конденсатор серы и далее во второй каталитический реактор. В реакторах осуществляется каталитическая конверсия сероводорода и диоксида серы с образованием серы:



После каталитической очистки отходящие газы направляются на каталитическое гидрирование в реакторе в присутствии избытка водорода, где соединения серы гидрируются до сероводорода:

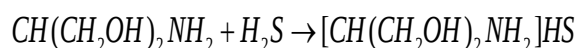


Углерод оксид в отходящем газе реагирует с водяным паром с образованием водорода:

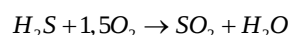
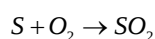


При охлаждении газов в конденсаторах осуществляются реакции ассоциации молекул серы и конденсация газообразной серы в жидкую.

25.3.3.3 Отходящие газы после очистки на первой ступени направляются на доочистку на вторую ступень, где производится их охлаждение и промывка от диоксида серы в охладительной колонне и очистка от сероводорода углерода диоксида регенерированным раствором амина с образованием сульфидов в абсорбере:



25.3.3.4 После доочистки хвостовые газы поступают на третью ступень очистки, где осуществляется термическое обезвреживание сероводорода и соединений серы до диоксида серы в печи дожигания (инсинераторе) в среде избытка воздуха:



25.3.3.5 Дымовые газы после печи дожигания направляются в котел-утилизатор для перегрева пара высокого давления и далее охлажденные газы сбрасываются в дымовую трубу.

25.3.3.6 Блок-схема многоступенчатого процесса очистки кислых сероводородсодержащих газов от секции отпарки кислых стоков технологического процесса замедленного коксования тяжелых нефтяных остатков и блока регенерации амина технологического процесса переработки тяжелых нефтяных фракций методом гидрокрекинга приведена на рисунке 25.5.

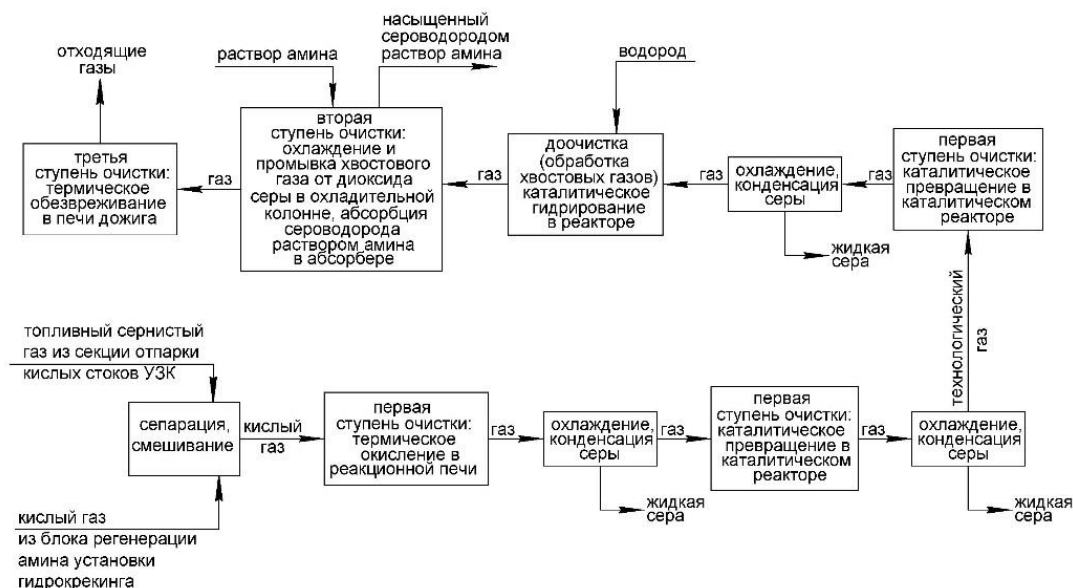


Рисунок 25.5 – Блок-схема очистки отходящих газов от сероводорода и аммиака после технологических процессов переработки тяжелых нефтяных фракций

25.3.3.7 При осуществлении технологических процессов гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух ведутся непрерывные и периодические производственные наблюдения.

25.4 НДТМ для очистки отходящих газов при технологических процессах гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти

25.4.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при осуществлении технологических процессов гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

25.4.2 НДТМ для обезвреживания отходящих газов сероводорода и аммиака после секций отпарки кислых стоков технологического процесса замедленного коксования тяжелых нефтяных остатков и блока регенерации амина технологического процесса переработки тяжелых нефтяных фракций является применение комбинированного и многоступенчатого метода очистки, заключающегося в термическом окислении, каталитической конверсии, промывке и абсорбции, термическом обезвреживании отходящих газов.

25.4.3 Для сбросов горючих газов при аварийном освобождении оборудования и трубопроводов, при пуске установок после остановок, продувке оборудования применяется факельное сжигание.

25.4.4 В таблице 25.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при технологических процессах гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти с применением НДТМ для очистки отходящих газов [2].

Таблица 25.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при технологических процессах гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и замедленного коксования тяжелых остатков переработки нефти с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источник выделения (процесс)	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	Количество выбросов загрязняющих веществ после очистки в расчете на тонну продукции, кг/т кокса, не более	НДТМ для очистки отходящих газов
1	2	3	4	5
Сера диоксид	Абсорбер аммиака (гидрокрекинг)	351,0	-	Термическое обезвреживание, производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	-	
Углерод оксид		600,0	-	

Продолжение таблицы 25.1

1	2	3	4	5
Азота диоксид	Печь нагрева сырья (гидрокрекинг)	500,0	-	Производственные наблюдения
Углерод оксид		600,0	-	
Сера диоксид	Секция отпарки кислых стоков (коксование) и блок регенерации амина (гидрокрекинг)	250,0	-	Многоступенчатая очистка (термическое окисление, каталитическая конверсия, абсорбция, термическое обезвреживание), производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	-	
Углерод оксид		600,0	-	
Сероводород		5,0	-	
Сера диоксид	Печь коксования	35,0	0,41	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	0,12	
Углерод оксид		600,0	0,07	
Примечание – Значения концентраций загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах указаны при нормальных условиях (0 °С, давлении 0,1 МПа) в пересчете на сухой газ при содержании кислорода в дымовых газах 15 %.				

26 Переработка тяжелых нефтяных остатков методом каталитического гидрокрекинга с получением стабильного дизельного топлива, стабильного бензина, смесового вакуумного газойля и малосернистого топливного мазута

26.1 В настоящем разделе описывается технологический процесс переработки тяжелых нефтяных остатков методом каталитической гидроочистки и гидрокрекинга «Н-oil», скомбинированный с технологическим процессом гидроочистки дизельного топлива по технологии Prime-D с целью получения более легких продуктов: стабильного дизельного топлива, стабильного бензина, смесового вакуумного газойля и малосернистого топливного мазута. Побочными продуктами данного процесса являются очищенный углеводородный газ, нестабильное дизельное топливо, тяжелый атмосферный газойль, легкий вакуумный газойль, тяжелый вакуумный газойль и вакуумный остаток (компонент печного топлива).

26.2 Процесс переработки тяжелых нефтяных остатков, описываемый в 26.1 – 26.12, подобный технологическому процессу, описанному в 25.1, с отличием в исходном сырье, аппаратурной оформлении, группировании оборудования по блокам и секциям и получаемых продуктах.

26.3 Исходным сырьем для процесса гидрокрекинга «Н-oil» являются: остаток вакуумной перегонки (гудрон), остаток каталитического крекинга, смесь мазутов, вакуумный остаток, некондиционный продукт либо их смесь.

26.4 В состав комбинированной установки гидрокрекинга входят следующие технологические секции: секция блока подготовки сырья, компримирования и концентрирования водорода, аминовой очистки; секция реакторных блоков гидрокрекинга, секция фракционирования и секция гидроочистки дизельной фракции.

26.5 Блок-схема взаимосвязи секций комбинированного процесса гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков и гидроочистки дизельной фракции приведена на рисунке 26.5.

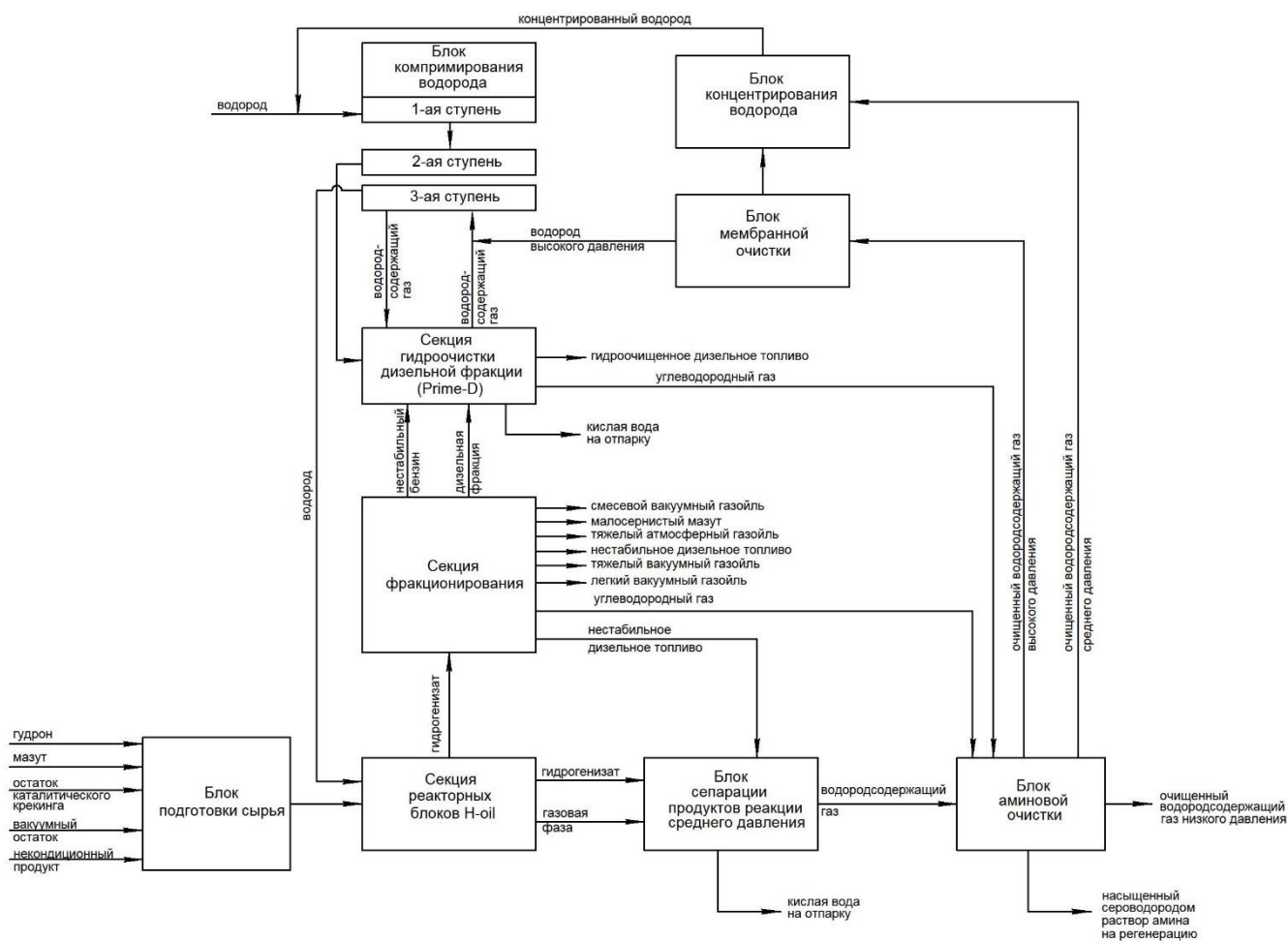


Рисунок 26.1 – Блок-схема движения потоков при переработке тяжелых нефтяных остатков методом каталитического гидрокрекинга

26.6 В блоке подготовки сырья в теплообменном оборудовании осуществляется подогрев исходного сырья паром различного давления.

26.7 Реакторный блок состоит из двух параллельно работающих ниток. Поток исходного сырья последовательно направляется для нагрева в теплообменниках и печах подогрева сырья и далее смешивается с потоком другого сырья. Затем газосырьевая смесь из узла смешивания подается в реактор первой ступени, где осуществляются реакции демееталлизации, гидрирования, гидрообессеривания и деазотирования. После реактора первой ступени продукты реакции поступают в межступенчатый сепаратор, жидкая фаза с которого подхватывается квенчем холодного водорода, и смесь направляется в реактор второй ступени, где происходят дальнейшие реакции гидрокрекинга. Процессы в реакторах осуществляются в постоянно циркулирующем кипящем слое катализатора при постоянной температуре. Возобновление катализатора производится ежедневно системой добавления и вывода катализатора.

После реактора второй ступени продукты направляются в горячий сепаратор высокого давления, куда подается квенч вакуумного газойля. Далее смесевой поток поступает в горячий сепаратор среднего давления. Парогазовые фазы из межступенчатого сепаратора и горячего сепаратора высокого давления смешиваются, последовательно охлаждаются в теплообменниках и поступают в среднетемпературный сепаратор высокого давления. Газовая фаза из данного сепаратора охлаждается в воздушном холодильнике и поступает в холодный сепаратор высокого давления, газовая фаза из которого (циркулирующий водородсодержащий газ) направляется в блок сепарации продуктов реакции и далее в блок аминной очистки.

Жидкая фаза из холодного сепаратора высокого давления направляется в холодный сепаратор среднего давления и далее на стадию фракционирования в качестве холодного сырья.

Для охлаждения отработанного катализатора применяется дизельная фракция, которая после охлаждения поступает в горячий сепаратор среднего давления и далее – в качестве горячего сырья на стадию фракционирования.

26.8 В блоке аминной очистки осуществляется очистка водородсодержащего газа высокого, среднего и низкого давления.

Водородосодержащий газ высокого давления последовательно направляется в абсорбер высокого давления для очистки от диоксида углерода и сероводорода, затем в скруббер водной промывки для очистки от амина, в блок мембранной очистки для извлечения водорода и далее на третью ступень компрессора блока компримирования водорода.

Водородосодержащий газ среднего давления последовательно направляется в абсорбер среднего давления для очистки от диоксида углерода и сероводорода, затем в скруббер водной промывки для очистки от амина и далее в блок концентрирования водорода. Затем концентрированный водород после смешения со свежим водородом подается на первую ступень компрессора блока компримирования водорода.

Водородосодержащий газ низкого давления после очистки в абсорбере низкого давления выводится за пределы установки.

26.9 В блоке компримирования водорода процесс осуществляется в три ступени. На первой ступени осуществляется сжатие смеси свежего водорода и водорода из блока концентрирования, далее газ через сепаратор и водяной холодильник поступает на вторую ступень. После второго компрессора водород направляется на секцию гидроочистки дизельной фракции. На третью ступень компримирования подается охлажденный и сепарированный возвратный водород после секции гидроочистки и водород высокого давления после мембранной очистки. После третьей ступени водород поступает в секцию реакторных блоков.

26.10 На стадии фракционирования на различные тарелки колонны фракционирования подается горячее и предварительное подогретое холодное сырье после горячего и холодного сепараторов среднего давления соответственно.

Пары из верха колонны конденсируются в воздушном и водяном холодильниках и направляются для разделения на углеводородный газ, нестабильный бензин и воду. Часть нестабильного бензина направляется на орошение колонны, а часть – в качестве сырья на секцию гидроочистки дизельной фракции.

Углеводородный газ, пройдя последовательно сепараторы и компрессор, смешивается с дизельной фракцией, охлаждается в водяном холодильнике и поступает в реконттактную емкость, предназначенную для абсорбции тяжелых углеводородов из углеводородного газа. Из реконттактной емкости углеводородный газ направляется на очистку от сероводорода в абсорбер низкого давления, а дизельная фракция – на секцию гидроочистки в качестве сырья.

С одной из тарелок колонны фракционирования выводится дизельная фракция и направляется в стриппинг для отпарки паром среднего давления. Дизельное топливо после стриппинга, пройдя воздушный холодильник, разделяется на четыре потока: в секцию гидроочистки дизельного топлива, в реконттактную емкость, в сепаратор блока сепарации и за границы установки в качестве побочного продукта процесса гидрокрекинга.

С одной из тарелок также выводится тяжелый атмосферный газойль, который направляется в стриппинг для отпарки перегретым водяным паром среднего давления и далее охлаждается последовательно в теплообменнике и воздушном холодильнике. Затем часть тяжелого атмосферного газойля смешивается с вакуумным газойлем из вакуумной колонны, а часть может выводиться на границы установки в качестве побочного продукта процесса гидрокрекинга.

В колонне фракционирования предусмотрено два циркуляционных орошения: дизельной фракцией и тяжелым атмосферным газойлем.

Кубовым продуктом колонны фракционирования является тяжелый атмосферный осадок, который пройдя через печь подогрева сырья, направляется в вакуумную колонну. В вакуумной колонне предусмотрены три пакета насадок, после каждого из которых установлена глухая тарелка: для отделения тяжелого вакуумного газойля от вакуумного остатка, для получения тяжелого вакуумного газойля и для получения легкого вакуумного газойля.

Для получения смесового вакуумного газойля проводится смешение легкого вакуумного газойля, тяжелого атмосферного газойля и тяжелого вакуумного газойля.

26.11 В состав секции гидроочистки дизельной фракции входят реакторный блок и блок отпарки гидрогенизата и осушки стабильного дизельного топлива.

Исходное сырье секции гидроочистки (нестабильный бензин и дизельная фракция после секции фракционирования) направляется в реакторную печь, а затем – в реакторы, в которых протекают реакции насыщения олефинов, обессеривания, деазотирования и гидрогенизации полиароматических соединений. Для понижения температуры в реакторах подводится квенч водородсодержащего газа. Газопродуктовая смесь после реакторов последовательно проходит теплообменники, направляется для конденсации в воздушный холодильник и в сепаратор для разделения на водородсодержащий газ, нестабильный гидрогенизат и кислую воду.

Нестабильный гидрогенизат после сепаратора, содержащий сероводород, растворенные углеводородные газы и легкие бензиновые фракции, подогревается в теплообменниках и направляется в колонну для отпаривания перегретым водяным паром среднего давления.

С верха отпарной колонны выводятся углеводородный газ, пары воды, пары бензина и сероводород. Затем продукты направляются на охлаждение и конденсацию в воздушном и водяном холодильниках и далее – в емкость орошения, в которой осуществляется отделение углеводородного газа и разделение нестабильного бензина и кислой воды.

Часть нестабильного бензина возвращается для орошения в отпарную колонну, а часть подогревается в теплообменнике и направляется в колонну стабилизации бензина.

Углеводородсодержащий газ направляется на аминовую очистку в абсорбер низкого давления, а кислая вода – на установку отпарки кислой воды.

Кубовым продуктом колонны стабилизации является стабильный бензин. Верхний продукт колонны направляется на охлаждение и затем в емкость орошения, где происходит отделение кислого газа и разделение сжиженного углеводородного газа и кислой воды. Сжиженный газ поступает на орошение колонны стабилизации бензина, а кислая вода – на установку отпарки кислой воды.

Кубовым продуктом отпарной колонны является гидроочищенное дизельное топливо, которое направляется в колонну вакуумной сушки и далее выводится за пределы установки.

26.12 Кислая вода после блоков секции гидроочистки дизельной фракции и блока сепарации продуктов реакции для утилизации направляется на установку отпарки кислой воды.

26.13 Очистка отходящих газов от загрязняющих веществ при технологическом процессе каталитического гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков

26.13.1 Для утилизации кислой воды от установки гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков применяется отпаривание в колонне, в ходе которого из нее выделяются сероводородсодержащий и аммиаксодержащий газ. Для утилизации сероводорода и аммиака, и исключения вредного воздействия на окружающую среду применяется комбинированный и многоступенчатый метод обработки и очистки отходящих газов, заключающийся в термической и каталитической конверсии сероводорода с образованием серы. Данный способ утилизации применяется для производства жидкой серы. Процесс очистки кислых газов после гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков, описанный в 26.13.2 – 26.13.9, подобный технологическому процессу, описанному в 25.3.3.2 – 25.3.3.7 с отличием в источниках исходного сырья, аппаратурной оформлении и группировании оборудования по блокам и секциям. Химические реакции, происходящие в процессе очистки идентичны, приведенным в 25.3.3.

26.13.2 Кислая вода после технологического процесса гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков направляется на отпарку кислой воды, где она смешивается с кислой водой после доочистки хвостовых газов и поступает в отстойник для отделения унесенных углеводородов. Затем кислая вода через теплообменник направляется в отпарную колонну для удаления сероводорода и аммиака. Выделенный из верхней части отпарной колонны сероводородсодержащий и аммиаксодержащий газ направляется на комбинированную очистку.

26.13.3 На комбинированную очистку также поступает кислый газ, выделенный в десорбере из насыщенного сероводородом раствора амина. Потоки кислого газа предварительно направляются в сепараторы для удаления конденсата.

26.13.4 После сепараторов потоки кислого газа смешиваются и направляются на термическое окисление в реакционной печи при температуре порядка 1 300 °С. Затем технологический газ поступает на охлаждение в холодильник. После этого технологический газ направляется на дальнейшее охлаждение в конденсатор серы, где пары серы конденсируются, и жидкая сера отделяется от газа.

26.13.5 Далее технологический газ через нагреватель направляется в каталитический реактор 1-ой ступени, где содержащиеся в газе сероводород и диоксид серы реагируют на слое алюмооксидного катализатора с образованием серы. После газовый поток охлаждается во второй ступени конденсатора серы и направляется на вторую ступень конверсии в каталитическом реакторе 2-ой ступени.

26.13.6 После охлаждения в конечном конденсаторе серы хвостовые газы через сероулавнитель направляются на доочистку. Подогретый в нагревателе газовый поток поступает в восстановительный реактор, куда подается водородсодержащий газ для обеспечения избытка водорода. В реакторе на катализаторе происходит гидрирование всех серосодержащих соединений до сероводорода.

26.13.7 Восстановленный хвостовой газ после восстановительного реактора охлаждается в холодильнике и направляется в скруббер колонного типа для дальнейшего охлаждения и промывки кислой водой от диоксида серы. Часть промывной циркулирующей воды направляется на отпаривание вместе с кислой водой установки гидроочистки тяжелых нефтяных остатков. Охлажденный технологический газ с верха скруббера направляется на очистку от сероводорода в тарельчатый абсорбер колонного типа 40 %-ым раствором амина.

26.13.8 Очищенный от сероводорода хвостовой газ с верха абсорбера направляется в печь дожига на термическое обезвреживание от вредных компонентов. После печи дожига отходящие газы охлаждаются и через дымовую трубу выбрасываются в атмосферный воздух.

26.13.9 Блок-схема многоступенчатого процесса очистки сероводородсодержащих и аммиаксодержащих газов после отпарки кислой воды технологического процесса гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков приведена на рисунке 26.2.

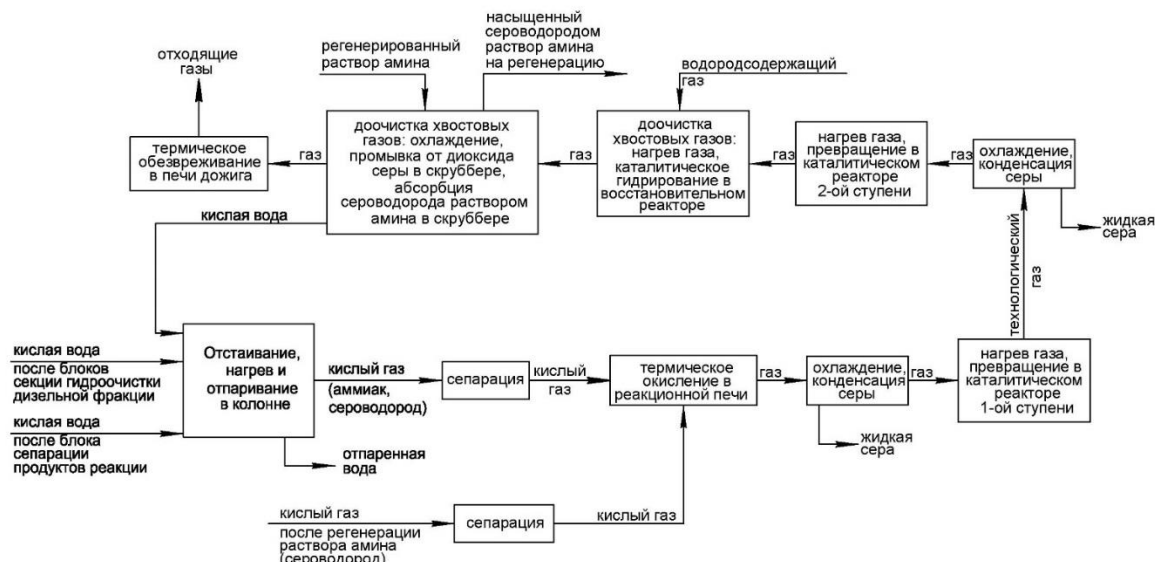


Рисунок 26.2 – Блок-схема очистки отходящих газов от сероводорода и аммиака после технологического процесса гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков

26.14 НДТМ для очистки отходящих газов при технологическом процессе гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков

26.14.1 Для определения количественного и качественного состава выбросов отходящих газов в атмосферный воздух при осуществлении технологического процесса каталитического гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков должны проводиться производственные наблюдения в соответствии с разделом 6 настоящего технического кодекса.

26.14.2 НДТМ для обезвреживания отходящих газов после отпарки кислой воды технологического процесса гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков является применение комбинированного и многоступенчатого метода очистки, заключающегося в термическом окислении, каталитической конверсии, промывке и абсорбции, термическом обезвреживании отходящих газов.

26.14.3 Для сбросов горючих газов при аварийном освобождении оборудования и трубопроводов, при пуске установок после остановок, продувке оборудования применяется факельное сжигание с подачей водяного пара.

26.14.4 В таблице 26.1 приведены уровни выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух при технологическом процессе каталитического гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков с применением НДТМ для очистки отходящих газов [2].

Таблица 26.1 – Выбросы загрязняющих веществ в атмосферный воздух при технологическом процессе каталитического гидрокрекинга тяжелых нефтяных остатков с применением НДТМ для очистки отходящих газов

Наименование загрязняющих веществ	Источники выделения (стадия процесса)	Концентрация загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах, мг/м ³ , не более	Метод очистки
Сера диоксид	Печь подогрева сырья	30,0	Производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сера диоксид	Стадии отпарки кислой воды и регенерации амина	250,0	Комбинированная очистка: термическое окисление, каталитическая конверсия, промывка и абсорбция, термическое обезвреживание; производственные наблюдения
Азота диоксид		500,0	
Углерод оксид		600,0	
Сероводород		5,0	

Примечания:

1 Значения концентраций загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах указаны при нормальных условиях (0 °С, давлении 0,1 МПа) в пересчете на сухой газ при содержании кислорода в дымовых газах 15 %;

2 Значения концентраций загрязняющих веществ в отходящих дымовых газах для источника выделения – печи подогрева сырья приведены для одного источника выбросов (дымовой трубы).

Библиография

- [1] Закон Республики Беларусь «Об охране окружающей среды» от 26 ноября 1992 г. № 1982-XII
- [2] Экологические нормы и правила
ЭкоНП 17.01.06-001-2017 «Охрана окружающей среды и природопользование. Требования экологической безопасности»
Утверждены постановлением Министерства природных ресурсов и охраны окружающей среды Республики Беларусь от 18 июля 2017 г. № 5-Т
- [3] Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям
ИТС 2-2015 «Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот»
- [4] Integrated Pollution Prevention and Control. Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of large Volume inorganic chemicals – Ammonia, Acid and Fertilisers
European commission, August, 2007
(Комплексное предотвращение и контроль загрязнения. Справочный документ о наилучших доступных методах производства неорганических химических веществ крупнотоннажных производств – аммиака, кислот и удобрений
Европейская комиссия, август 2007 г.)
- [5] Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Refining of Mineral Oil and Gas
European commission, 2015
(Справочный документ по наилучшим доступным технологиям (НДТ) для переработки нефтяного топлива и газа
Европейская комиссия, 2015)
- [6] Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC) Reference Document on Best Available Techniques for Mineral Oil and Gas Refineries.
European commission, February, 2003
(Справочный документ по комплексному предотвращению и контролю загрязнений о наилучших доступных технологиях для нефтеперерабатывающих заводов
Европейская комиссия, февраль, 2003)

Руководитель организации – разработчика

Директор ОАО «ГИАП»

Н.П. Аняйкина

Заместитель главного инженера –
начальник МНКО ОАО «ГИАП»

Н.Н. Городецкий

Исполнитель:

Начальник сектора
МНКО ОАО «ГИАП»

О.В. Высоцкая