

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ  
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение  
высшего образования

«Южно-Уральский государственный университет  
(национальный исследовательский университет)»

Институт естественных и точных наук

Факультет «Химический»

Кафедра «Экология и химическая технология»

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ

Заведующий кафедрой, д.х.н.

\_\_\_\_\_ В.В. Авдин

\_\_\_\_\_ 2020 г.

Расчет коллекторной системы паровоздушных выбросов  
коксохимического производства

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА  
К ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЕ  
ЮУрГУ–18.03.01.2020.056.13.00 ПЗ ВКР

Руководитель работы, доцент  
кафедры, к.х.н.

\_\_\_\_\_ Т.В. Варламова

\_\_\_\_\_ 2020 г.

Автор работы,  
студент группы ЕТ-433

\_\_\_\_\_ М.А. Тарасенко

\_\_\_\_\_ 2020 г.

Нормоконтролер, доцент кафедры,  
к.х.н.

\_\_\_\_\_ К.Р. Смолякова

\_\_\_\_\_ 2020 г.

Челябинск 2020

## АННОТАЦИЯ

Тарасенко М.А. Расчет коллекторной системы паровоздушных выбросов – Челябинск: ЮУрГУ, ЕТ-433, 2020. – 76 с., 7 ил., 16 табл., библиогр. список – 20 наим.

В данной выпускной квалификационной работе рассмотрена технология улавливания продуктов коксования и выполнен расчет коллекторного трубопровода, создаваемого с целью предотвращения выбросов из «дыхательных систем» производственных ёмкостей, в которых содержатся вредные и опасные продукты коксохимического производства, в частности дистилляты перегонки смолы –антраценовая, поглотительная и нафталиновая фракции. Описаны вредные факторы переработки продуктов коксования, мероприятия по обеспечению охраны труда и безопасных условий жизнедеятельности, а также выполнен расчет объёмов предотвращённых выбросов в атмосферу.

## ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	7
1. ТЕХНОЛОГИЯ УЛАВЛИВАНИЯ И ПЕРЕРАБОТКИ ПРОДУКТОВ КОКСОВАНИЯ.....	11
1.1. ОТДЕЛЕНИЕ КОНДЕНСАЦИИ.....	11
1.2. МАШИННЫЙ ЗАЛ.....	14
1.3 ОТЧИСТКА КОКСОВОГО ГАЗА ОТ АММИАКА.....	17
1.4 ПОЛУЧЕНИЕ СУЛЬФАТА АММОНИЯ.....	18
1.5 УЛАВЛИВАНИЕ ПИРИДИНОВЫХ ОСНОВАНИЙ.....	19
1.6 ОТЧИСТКА КОКСОВОГО ГАЗА ОТ ЦИАНИСТОГО ВОДОРОДА.....	20
1.7 КОНЕЧНОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗА.....	23
1.8 ПОЛУЧЕНИЕ СЫРОГО БЕНЗОЛА.....	26
1.9. УЛАВЛИВАНИЕ БЕНЗОЛЬНЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ ПОГЛОТИТЕЛЬНЫМ МАСЛОМ.....	29
2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА КОЛИЧЕСТВА ПАРОВОЗДУШНЫХ ВЫБРОСОВ ИЗ ВОЗДУШНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ.....	43
3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ.....	49
4 БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ НА ПРОИЗВОДСТВЕ.....	65
4.1 ВРЕДНЫЕ ВЕЩЕСТВА АММИАЧНО-СУЛЬФАТНОГО ОТДЕЛЕНИЯ.....	65
4.2. СВОЙСТВА ОСНОВНЫХ ВРЕДНЫХ И ОПАСНЫХ ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ АГЕНТОВ И МЕТОДЫ БЕЗОПАСНОЙ РАБОТЫ С НИМИ.....	67

5. ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ.....	72
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	73
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	74

## ВВЕДЕНИЕ

В последние годы увеличивается самостоятельность регионов, которые несут все большую ответственность за результаты регионального экономического развития. Социально-экономическое состояние регионов определяется такими основными факторами, как положение региона в общественном разделении труда, отраслевая структура, географическое положение, условия природной среды. При этом темпы экономического развития от состояния окружающей природной среды.

Несмотря на то, что в настоящее время в регионах действует несколько программ федерального и регионального значения, направленных на снижение загрязнения природной среды, уровни негативного воздействия на окружающую среду остаются высокими. Более 98 процентов от общего количества образующихся в Челябинской области отходов составляют промышленные отходы. Основная часть отходов приходится на крупные предприятия металлургии, энергетики и горнодобывающей промышленности. Только на предприятиях Челябинска ежегодно скапливается около полумиллиона тонн отходов, содержащие такие вредные элементы, как ртуть, цинк, нефтепродукты. По состоянию на 1 января 2015 года на территории Челябинской области находится 197 мест размещения отходов производства (включая недействующие), накоплено около 3 млрд. тонн отходов, общая площадь земель, занятых промышленными отходами, составляет 10,132 тыс. га.

Таблица 1. Перечень предприятий – основных источников образования отходов

Наименование предприятия	Объем образования отходов, млн.т
ОАО «Магнитогорский металлургический комбинат»	41,79
ОАО «Южуралзолото Группа	7,0

Компаний»	
ОАО «Учалинский ГОК»	3,9
ОАО «Челябинский металлургический комбинат»	2,74
ОАО «Комбинат Магnezит»	2,7
ОАО «Еткульзолото»	1,97

Атмосфера области сильно загрязнена продуктами сгорания различных видов топлива, как от стационарных, так и от мобильных источников. Общий объем выбросов вредных (загрязняющих) веществ в атмосферный воздух в 2015 году составил 975, 7 тыс. тонн, из них 69,6 процентов составили выбросы от стационарных источников. Около трети выбросов всех загрязняющих веществ производится стационарными источниками в Магнитогорском городском округе.

Следует отметить, что ежегодно снижается количество предприятий, имеющих разрешения на выбросы сверх установленных нормативов (в пределах временно согласованных выбросов). В Челябинской области на начало 2011 года таких предприятий было 10, в 2012 году стало уже 5, 2013 – 4 (ОАО «ММК», ОАО «Мечел-Кокс», ЗАО «Катавский цемент», ООО «Шлаксервис»). Челябинским центром по гидрометеорологическим и мониторингу окружающей среды, степень загрязнения воздуха оценивается по индексу загрязнения атмосферы, как очень высокая и высокая. Как следствие сильного загрязнения заметно нарушен тепловой режим природной среды. Климат Челябинской области, который по всем канонам должен быть резко континентальным, таковым на 100 процентов не является из-за аномальной техногенной нагрузки. Предприятия региона используют в своей деятельности продукты, крайне отрицательно влияющие на природу и условия жизни человека. Это явилось основным фактором ухудшения динамики показателей заболеваемости и смертности жителей области. В

частности, заболеваемость лимфатической и кроветворной систем особенно выражена в зонах экологического напряжения, которыми, по результатам проверки, проведенной госсанэпидслужбой, оказались города Карабаш (зона экологического бедствия), Челябинск и Магнитогорск (зоны чрезвычайно экологической ситуации), Златоуст и Верхний Уфалей (зоны повышенного уровня загрязнения). И именно на этих территориях самый высокий уровень заболеваемости и смертности: отмечается тенденция к увеличению заболеваемости органов дыхания и кровообращения, врожденных аномалий.[1]

По результатам проведенной аналитики, можно сделать вывод о таких проблемах в области, связанных со сферой природопользования и охраны окружающей среды:

- Низкая эффективность механизмов природопользования и охраны окружающей среды;
- Низкий уровень экологического сознания и экологической культуры жителей Челябинской области.
- Масштабное ухудшение здоровья населения, что в первую очередь, является последствием экологического воздействия.

В 2015 году Челябинск и Магнитогорск были включены в перечень городов России с наибольшим уровнем загрязнения атмосферного воздуха. Прежде всего, по таким веществам, как бенз(а)пирен, формальдегид, диоксид азота, взвешенные вещества. Высокий уровень загрязнения атмосферного воздуха выбросами автотранспорта.[2]

Вследствие выше сказанного, что экологическая ситуация в городе является особенно острой Глава Минприроды РФ Сергей Донской в августе 2016 года заявил, что Челябинск входит в число городов с наихудшей ситуацией по загрязнению воздуха. По данным Росстата, Челябинск занимает 9 место среди городов России по уровню загрязнения атмосферного воздуха.

Федеральный проект «Чистый воздух» входит в национальный проект «Экология», который был утвержден майским указом Президента РФ В.В. Путина в 2018 г. [3]

Основной задачей проекта «Чистый воздух» является снижение уровня загрязнения атмосферного воздуха в крупных промышленных центрах, в том числе уменьшение к 2024 г. не менее чем на 20 % совокупного объема выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух. Новые технические решения эффективны только в том случае, если на предприятии высокая культура ведения технологического процесса, высокая технологическая дисциплина, если персонал хорошо понимает суть решений, ответственно выполняет их и, таким образом обеспечивая эти нормативы, уменьшает воздействие на окружающую среду.

Задача данной выпускной квалификационной работы был расчет коллектора. В настоящее время предприятия стремятся исключить все источники выбросов, один из которых является выброс из воздушек различных емкостей (хранилище масел, антраценовые фракции, фракции поглотительного масла). Химическая переработка продуктов коксования является серьезным источником загрязнения, как производственной территории, так и территории города, поэтому исключение всех источников выбросов является важнейшей задачей.



# 1. ТЕХНОЛОГИЯ УЛАВЛИВАНИЯ И ПЕРЕРАБОТКИ ПРОДУКТОВ КОКСОВАНИЯ

Комплексное улавливание в цехах коксохимического завода необходимо для охлаждения с выделением конденсирующейся смолы, отвода коксового газа от печей, пиридиновых оснований, экстракта аммиака, воды, бензольных углеводородов, отчистки газа от цианистого водорода и сероводорода и передачи газа до повысительной станции или до потребителей.

## 1.1. Отделение конденсации.

Отделение конденсации обеспечивает охлаждение коксового газа, выделение из коксового газа смолы и конденсацию водяных паров, отстой надсмольной воды цикла газосборников от смолы в механизированных осветлителях до установленных техническими условиями норм, непрерывную подачу надсмольной воды на охлаждение коксового газа в колена стояков и газосборники коксовых батарей, напора и количества, прием конденсата газа с первичных газовых холодильников, газопроводов и машинного зала, отстой смолы от воды и фусов и подачу каменноугольной смолы в нафталинопромыватель конечного газового холодильника, своевременный вывоз фусов из бункеров механизированных осветлителей для утилизации в УПЦ.

В состав отделения конденсации входят: механизированные осветлители №№ 1, 2, объемом  $380 \text{ м}^3$  каждый, сборник смолы промежуточный объемом  $50 \text{ м}^3$ , хранилище каменноугольной смолы объемом  $500 \text{ м}^3$ , сборник водосмоляной эмульсии объемом  $100 \text{ м}^3$ , насосная отделения конденсации, в которой установлены три центробежных насоса типа 1Д1250-63 для подачи надсмольной воды на орошение коксового газа в коленах стояков и газосборниках коксовых батарей №№ 7, 8. Три центробежных насоса типа АД2500-62,2 для подачи оборотной промышленной воды в первичные газовые холодильники для охлаждения

коксового газа. Два центробежных насоса типа 1Д315-50а для подачи оборотной технической воды на теплообменную аппаратуру. Два центробежных насоса типа АХ 125-100-315б Е СД-У2 для откачки конденсата газа из сборника конденсата газа в механизированные осветлители. Два центробежных насоса типа Х 80-50-200 для откачки смолы из сборника в хранилище смолы, два центробежных насоса типа АХ65-40-200-К для откачки смолы из хранилища смолы в нафталинопромыватель КГХ или на погрузку в железнодорожную цистерну, два центробежных насоса типа АХ100-65-400-Е для подачи водосмоляной эмульсии, два центробежных насоса типа АХ100-65-400-Е для опорожнения механизированных осветлителей, один центробежный насос типа АХ50-32-160-К для откачки разливов.[4]

Охлаждения коксового газа и конденсации каменноугольной смолы проводится по следующей схеме: коксовый газ с коксовых батарей, выходящий из подсводового пространства камер коксовой печи с температурой 760-800°С, отводится через стояки в газосборники, где он охлаждается путем орошения надсмольной водой, которая перекачивается и распыляется с помощью специальных форсунок, установленных в коленах стояков и газосборниках до температуры 80-85°С. Давление надсмольной воды в торцах аммиакаопровода на газосборниках должно быть не ниже 0,2 МПа (2 кг/см<sup>2</sup>).

Охлаждение коксового газа происходит главным образом за счет испарения воды, поэтому надсмольная вода, идущая на орошение колен стояков и газосборников, должна иметь температуру 70-75°С, так как орошение холодной водой повлечет худшее охлаждение коксового газа из-за меньшего испарения. В газосборниках конденсируется около 60 % содержащейся в газе смолы, остальные 40 % конденсируются в первичных газовых холодильниках. В газосборнике, кроме конденсации смолы, происходит еще выделение фусов. Фусы представляют из себя комки,

образовавшиеся в результате обволакивания смолой унесенных газом из частичек шихты и камеры угольной пыли. Под напором воды, подаваемой через форсунки непосредственно в газосборник, фусы смываются с днища последнего и потоком надсмольной воды и смолы увлекаются в фусовый ящик и затем по трубопроводу обратной надсмольной воды поступают в механизированные осветлители, где они выделяются. После газосборников коксовый газ отводится по газопроводу в сепаратор, где газ окончательно отделяется от жидкой фазы. Для обеспечения необходимой скорости стекания жидкой фазы газопровод от газосборника до сепаратора идет с уклоном 10-15 мм на каждый погонный метр. Надсмольная вода, смола и фусы из газосборника машинной и коксовой стороны коксовых батарей отводится через фусовые ящики по трубопроводу в механизированные осветлители надсмольной воды. Фусы, обладающие наибольшей плотностью, скапливаются на дне механизированного осветлителя, откуда непрерывно удаляются скребковыми транспортерами в специальные обогреваемые бункера и по мере накопления вывозятся с помощью автосамосвала. Смола самотеком через смолоотводчики периодически выводится в заглубленный сборник смолы, откуда насосом подается в хранилище смолы для дальнейшего обезвоживания и далее насосом подается либо в бензольное отделение, в нафталинопромыватель конечного газового холодильника, либо грузится в железнодорожную цистерну для отправки на склад смолы цеха улавливания. Отстоявшаяся от смолы надсмольная вода из верхней части механизированных осветлителей через «карман» отводится в промсборники воды цикла газосборников, из которых непрерывно насосом подается на орошение газосборников коксовых батарей. Конденсат газа, образовавшийся в первичных газовых холодильниках и в газопроводах, через конденсатоотводчики поступает в заглубленный сборник конденсата газа, откуда насосом подается в механизированные осветлители надсмольной воды.

## 1.2. Машинный зал.

Машинный зал обеспечивает: равномерный отсос коксового газа из газосборников коксовых батарей, обеспечивающий постоянство гидравлического режима коксовых печей, охлаждение коксового газа в первичных газовых холодильниках до температуры не более 35°C, транспортировку коксового газа через аппаратуру цеха улавливания, далее на обогрев коксовых батарей и в газовые сети ОАО «ЧМК».

В состав машинного зала входит: два первичных газовых холодильника с горизонтальным расположением труб ХПГ-3600, два нагнетателя коксового газа.

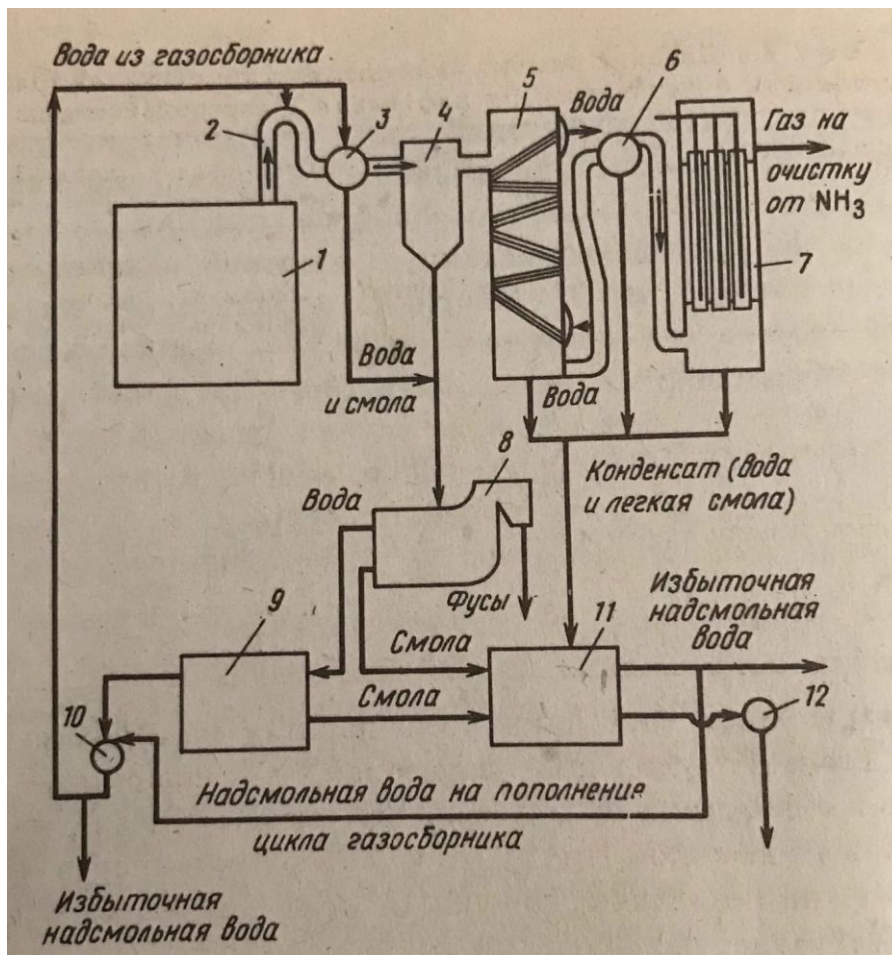


Рис. 1 Технологическая схема первичного охлаждения и машинного зала.

Охлаждение газа происходит в клапанных коробках и газосборнике, а затем при первичном охлаждении. Содержание влаги в газе послегазосборникаувлечивается из-за испарения части, подаваемой на охлаждение, надсмольной воды и газы выходят из газосборника почти насыщенными влагой.[5]

При первичном охлаждении происходит конденсация небольших количеств легкой части смолы и нафталина, а также конденсация большинства паров, содержащихся в газе. После сепаратора коксовый газ с температурой 80-85°C поступает в первичные газовые холодильники (ПГХ), где охлаждается до температуры 25-35°C. ПГХ включены в схему параллельно, коксовый газ поступает сверху в межтрубное пространство, а охлаждающая вода с температурой 25-28°C подается снизу и проходит по трубам последовательно все работающие секции. То есть осуществляется принцип противотока. После ПГХ нагретая вода с температурой не более 42°C (для предотвращения отложения солей жесткости) возвращается на градирни водооборотного цикла, где охлаждается и снова в количестве 2500 м<sup>3</sup>/ч подается на ПГХ. Такое количество оборотной воды обеспечивает ее скорость в трубах ПГХ не менее 1м/с, что значительно снижает возможность отложения солей и ила на стенах труб.

Для того, чтобы смыть отложения нафталина со стенок труб, в газовую часть насосом постоянно закачивается водосмоляная эмульсия (15% смолы, 85% надсмольной воды) в количестве 20-25 м<sup>3</sup>/час на каждый работающий ПГХ.

Образующийся при охлаждении газовый конденсат вместе с водосмоляной эмульсией с температурой 35-40°C стекает в конденсатоотводчики и далее по трубопроводу газового конденсата поступает в промежуточный сборник конденсата газа. Содержание аммиака в газовом конденсате 15-25 г/дм<sup>3</sup>, смолы до 5%.

В первичных газовых холодильниках одновременно протекают следующие процессы: охлаждение коксового газа, конденсация и выделение почти всей смолы в количестве до 40 % от ее ресурса, выделение нафталина из коксового газа, который растворяется в смоле, конденсация водяных паров до состояния насыщения газа при заданной температуре 25-35°C, частичное растворение, в образующемся водном конденсате, сероводорода, аммиака, цианистого водорода, диоксида углерода и других компонентов коксового газа с образованием химических соединений.

Охлажденный коксовый газ после первичных газовых холодильников нагнетателем коксового газа машинного зала подается в сульфатное отделение для его очистки от аммиака.

Содержание кислорода в коксовом газе должно быть не более 1%. Контроль содержания кислорода в газе производится дважды в смену путем отбора пробы коксового газа и лабораторным анализом.

Снижение давления перед нагнетателем не более 500 мм.вод.ст. (5кПа), давление после нагнетателя не более 3000 мм.вод.ст. (30 кПа). Температура коксового газа после нагнетателя 45-60°C.

Все газопроводы и аппараты до нагнетателя работают под разрежением, после нагнетателя под давлением. Полное и равномерное отсасывание коксового газа поддерживается путем постоянства заданного разрежения перед первичными газовыми холодильниками. Это разрежение (отсос газа) задается мастером газового хозяйства коксовых печей и выдерживается автоматически с помощью регуляторов.

Конденсат (смола и надсмольная вода) через конденсатоотводчики из нагнетателей, газопроводов и первичных газовых холодильников отводится непрерывно самотеком в сборник газового конденсата отделения конденсации. Машинисты газодувных машин должны систематически следить за состоянием сточных линий и конденсатоотводчиков.

Обогрев конденсатоотводчиков первичных газовых холодильников, машинного зала осуществляется паровыми змеевиками.

Пропарка конденсатопроводов производится не менее двух раз в смену в летнее время и четырех в зимнее время.

В цехе установлено два первичных газовых холодильников конструкции Гипрококса с горизонтальным расположением труб.

Температура газа после холодильников составляет 26-35°C, регулируется изменением количества работающих холодильников и температурой охлаждающей воды.

За качеством охлаждающей воды должен быть установлен систематический контроль. Обратная техническая вода должна иметь временную жесткость не более 3 мг-экв/л и содержание взвешенных веществ не более 30 мг/л. Температура оборотной технической воды не должна превышать 27°C. Допускается кратковременное увеличение температуры в жаркие дни до 30°C. Температура нагретой оборотной воды после холодильников не должна превышать 42°C. Температура коксового газа до и после холодильников контролируется приборами, показания которых выведены на щит ЦПУ машинного зала. Вакуум в межтрубном пространстве – до 400 мм.вод.ст.

### 1.3 Отчистка коксового газа от аммиака

Для любого коксохимического производства обязательным процессом является отчистка газа от аммиака. Есть жесткая допустимая норма содержания аммиака в газе – не более 0,03г/м<sup>3</sup>, т.е. полнота извлечения из газа должна составлять 99,7 – 99,8%. Большая часть аммиака, остающегося в газе, поглощается водой на заключительной стадии охлаждения и десорбируется в атмосферу на градирнях.

Аммиак с цианистым водородом резко усиливает коррозию оборудования в результате образования высоко растворимого комплексного соединения – гексацианоферрата- I I I –  $(\text{NH}_4)_4[\text{Fe}(\text{CN})_6]$ .

Аммиак, который остается в газе при сгорании, превращается преимущественно в коррозионно-опасные и токсичные оксиды азота.

Аммиак стабилизирует эмульсии воды и масла при улавливании бензольных углеводородов.[6]

#### 1.4 Получение сульфата аммония

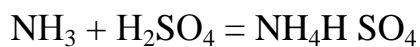
Производство сульфата аммония, в котором извлекается аммиак из коксового газ, является одним из старейших процессов производства минеральных удобрений. Широкое распространение объясняется следующим: для улавливания аммиака используется самая дешевая и самая доступная из сильных кислот, в некоторых случаях для использования подойдет отработанная серная кислота, у которой достаточной значительные ресурсы, для решения вопросов с защитой от коррозии оборудования, также возможно совмещение оборудования в одном аппарате как поглощение аммиака так и получение кристаллического продукта (сатураторный процесс). Из-за транспортабельности сульфата аммония и способности поглощать влагу из воздуха, возможно сочетание улавливания аммиака и пиридиновых оснований.

В настоящее время более 80% аммиака в коксохимической промышленности улавливается сатураторным процессом, оставшаяся часть аммиака улавливается иными способами бессатураторных схем производства сульфата.

Особенностью сатураторного процесса является одновременное улавливание из коксового газа аммиака и кристаллизация соли сульфата аммония. Наиболее важными факторами, которые влияют на ход сатураторного процесса, являются: кислотность маточного раствора и



температура, чистота маточного раствора и интенсификации массообмена в ванне сатуратора. Для получения сульфата аммония в сатураторе, необходимо применить реакцию нейтрализации аммиака серной кислотой.



При кислотности маточного раствора 4-5 % реакция идет с образованием сульфата аммония. При повышенной кислотности маточного раствора 12-14% реакция идет с образованием бисульфата аммония. Эта реакция протекает с высокой скоростью и, как и любая реакция нейтрализации, сопровождается выделением тепла. Теплота, с которой образовался сульфат аммония из газообразного аммиака и 100%-ной серной кислоты составляет 274 кДж/моль (65,3 ккал/моль). При поглощении аммиака коксового газа серной кислотой маточного раствора тепловой эффект получается меньше, так как какая-то часть его находится в виде летучих соединений (вместе с  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$  и др.), на разложение которых идет тепло. 1173,20 кДж (280 ккал) выделяется на 1 кг сульфата аммония, который является основным источником тепла в сатураторе и играет огромную роль в достижении теплового равновесия в ванне сатуратора, влияет на температуру ванны, определяет его водный баланс. При правильном режиме работы сатуратора этого тепла должно быть достаточно для испарения всей избыточной влаги, поступающей в сатуратор: с серной кислотой, с коксовым газом, от промывки трубопроводов, ловушки и солевых насосов, восполнения потерь тепла поверхностью сатуратора, потерь тепла с циркулирующим маточным раствором и выдаваемым сульфатом аммония. [7]

### 1.5 Улавливание пиридиновых оснований

Коксовый газ содержит 0,4 – 0,6 г/дм<sup>3</sup> пиридина и его гомологов. На сегодняшний день коксохимическая промышленность является основным источником пиридина, диметилпиридинов и метилпиридинов, которые широко используются, как сырье для производства мономеров, которые

применяются в производстве специальных видов синтетических каучуков, синтетических факторов роста растений и пестицидов, химических реактивов, химикатов для фотографии, витаминов и лекарственных веществ. Возможным является улавливание пиридиновых оснований с аммиаком. Трудности связаны с тем, что константа диссоциации пиридиновых оснований близка к  $10^{-9}$ , то есть на 4 порядка меньше, чем у аммиака, из этого следует, что соли пиридиния и соответствующих гомологов, в отличие от солей аммония, имеет соответственно большую константу гидролиза, примерно в 100 раз большую степень гидролиза. Из этого следует, что для благоприятного улавливания пиридиновых оснований нужно поддерживать низкую концентрацию их в растворе, работать при невысоких температурах улавливания и при большом избытке кислоты. Это важно и из-за низкого парциального давления оснований в поступающем коксовом газе (0,01 – 0,015 кПа). [8]

## 1.6 Отчистка коксового газа от цианистого водорода

Характер используемого поглотителя различает метод сухой и мокрой очистки коксового газа от цианистого водорода. Сухая очистка газа от цианистого водорода болотной рудой является наиболее простым методом и проводится вместе с поглощением сероводорода. Степень извлечения цианистого водорода болотной рудой достаточно велика (85–95%).

В результате некоторых реакций цианистый водород оказывается связанным в болотной руде в виде  $\text{Fe}(\text{CN})_2$  и главным образом в виде  $\text{Fe}_7(\text{CN})_{18}$ , однако они не могут выделиться из поглотительной массы и полностью теряются. Из способов мокрой очистки применение получили: полисульфидная очистка (полусульфидом натрия) с получением двухводной соли роданистого натрия высокой степени чистоты для производства химического волокна нитрон и полисульфидная очистка с получением роданистого аммония (поглотитель полисульфида аммония). Степень очистки коксового газа от цианистого водорода полисульфидом натрия достигает

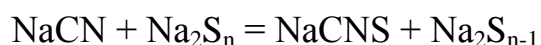
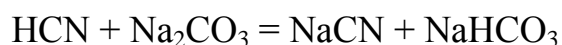
95%, а полисульфидом аммония 80–85%. Эти методы характеризуются высокой экономической эффективностью и рентабельностью, они дают большую прибыль из-за довольно высокой стоимости товарного продукта.

Установки для очистки коксового газа от цианистого водорода полисульфидомнатрия размещают после бензольных скрубберов перед сероочисткой. Роданистый натрий получают экстракцией цианистого водорода из коксовогогаза раствором полисульфидов натрия с последующим выделением из рабочего раствора роданистого натрия в виде чистой соли.

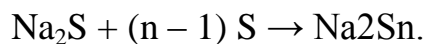
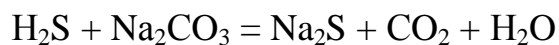
Данный метод позволяет наиболее широко (на 85–90%) использовать ресурсы HCN в газе, чтобы получить рабочий раствор с высокой концентрацией роданистого натрия, чтозначительно облегчает и упрощает его дальнейшую переработку с получением продукта высокой чистоты. Получать любую соль в одной и той же аппаратуре (роданистый натрий, роданистый калий и др.), будет зависеть от потребности промышленности. Уменьшить коррозию последующей аппаратуры и значительно снизить потребление средств производства, в частности карбоната калия или соды в мышьяково-содовых и вакуум-карбонатных сероочистных цехах.

Получение роданистого натрия (NaCNS) непосредственно из цианистого водорода коксового газа состоит из двух стадий: извлечение цианистого водорода из газа абсорбирующимраствором полисульфидов натрия для получения технического роданистого натрия. И вторая, выделение роданистого натрия из технического раствора в виде чистой соли.

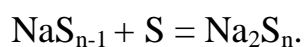
Взаимодействиеполисульфидного раствора с цианистым водородом протекает по следующим реакциям:



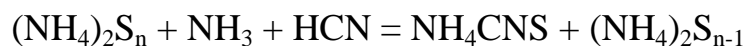
Приготовление раствора полисульфидов натрия происходит путем насыщения серой рабочего раствора, содержащейся в начальный период работы сульфида натрия:



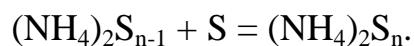
При поглощении цианистого водорода активность рабочего раствора снижается. Поглощающая способность раствора восстанавливается путем взаимодействия его с серой:



Главный процесс образования  $\text{NaCNS}$  сопровождается побочными реакциями, в результате которых образуются балластные соли –  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  и др., поскольку коксовый газ содержит кислород. Роданистый натрий используется в производстве полиакрилонитрильных волокон, полученных полимеризацией акрилонитрильного нитрона, который используется для производства мехов, тканей, трикотажа, ковров и много чего другого. Получающийся в процессе производства роданистого натрия сульфат натрия, является побочным продуктом и может быть использован в стекольной и целлюлозно-сульфатной промышленности. Установка для получения роданистого аммония освоена на одном из коксохимических заводов Юга. Улавливание цианистого водорода полисульфидом аммония осуществляется в скруббере с хордовой насадкой, установленном перед сульфатным отделением. [9] Процесс основан на реакции:



Восстановление активности адсорбционного раствора осуществляется путем взаимодействия с серой:



В дальнейшем установки по очистке коксового газа от цианистого водорода раствором полисульфида натрия будут представлять из себя конечные газовые холодильники для предупреждения выбросов цианистого водорода из градирни в атмосферу.

В ВУХИНе ведутся исследования по использованию аммиачно-кругового и аммиачно-окислительного методов, позволяющих обеспечить степень извлечения цианистого водорода, равного 85% и 95% соответственно, в то же время получить ценные продукты.

### 1.7 Конечное охлаждение газа

Бензолные углеводороды улавливаются из коксового газа, который прошел сульфатное отделение. После сульфатного отделения температура газа не ниже 52–55°C, а иногда достигает 60–70°C. В газе содержится значительное количество нафталина (1,0–1,2 г/м<sup>3</sup>) и водяных паров. Для успешного извлечения бензолных углеводородов коксовый газ необходимо охладить до 25–30°C, очистить от нафталина и освободить от части содержащихся в нем водяных паров. Это охлаждение газа называют конечным, поскольку после этого газ больше не охлаждается. Холодильники, в которых охлаждается газ, называются конечными. Эти холодильники расположены вдоль газовой трассы цеха улавливания перед бензолными скрубберами. На коксохимических заводах страны существует два метода конечного охлаждения газа: с отстойником нафталина и с извлечением нафталина из воды смолой. [10] В настоящее время второй метод широко используется, как более эффективный.

На рис. 2 показана схема конечного охлаждения коксового газа с использованием горячей смолы для вымывания из воды нафталина. Верхняя газовая часть конечного холодильника оборудована и служит полками для охлаждения газа.

Полки имеет значительное количество отверстий диаметром 10 мм. Нижняя часть холодильника служит промывателем и поэтому оснащена восемью полками с отверстиями 3 мм.

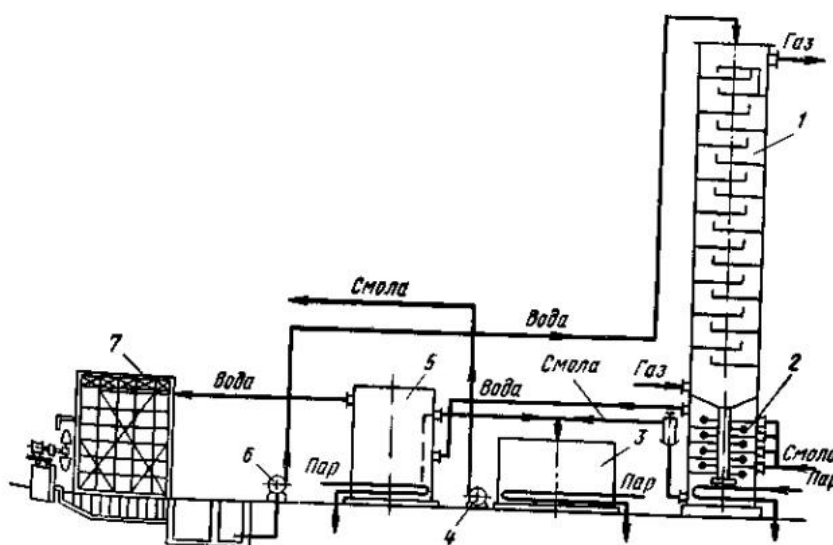


Рис. 12. Схема конечного охлаждения газа с экстрагированием нафталина из воды смолой:  
 1 – верхняя газовая часть холодильника; 2 – нижняя часть холодильника (промыватель); 3 – сборник; 4, 6 – насосы; 5 – отстойник; 7 – градирня

Рис. 2 Схема конечного охлаждения коксового газа с использованием горячей смолы для вымывания из воды нафталина.

В газовую часть холодильника 1 поступает коксовый газ с температурой 52–60°C, поднимаясь вверх, охлаждается технической водой до 25–30°C и направляется в бензольные скрубберы. В замкнутом цикле холодильник–отстойник–градирня–насос–холодильник производится охлаждение газа обратной технической водой. [11]

Охлажденная техническая вода в градирне 7 с температурой 20–25°C насосом 6 подается на верхнюю газовую часть холодильника 1 и охлаждает коксовый газ, идущий противотоком. Когда газ охлаждается, кристаллы

нафталина вымываются из него одновременно с конденсацией содержащихся в нем водяных паров. Нафталин, выделяющийся из газа, вместе с водой стекает по центральной трубе (или боковой) в нижнюю часть холодильника 2, которая служит в качестве промывателя. Смола с температурой 70–80°С непрерывно подается на одну из верхних полок (или на каждую). Смола при контакте с водой, растворяет содержащийся в ней нафталин. Промыватель оснащен паровым подогревателем для нагрева стекающей смолы.

Объем этой части промывателя позволяет осадить смолу из воды за 5–8 часов. Отстоявшаяся смола из промывателя при температуре 50–60°С отводится через смолоотводчик в сборник 3, а затем в хранилище отделения конденсации. Вода вытекает из верхней части промывателя в отстойник 5, где она полностью освобождается от незначительного количества смол, унесенного ею, и поступает на охлаждение в градирню 7. В холодильник для охлаждения газа вновь поступает охлажденная вода.

В промывателе извлечение нафталина достигает 95–100%. В промыватель подается товарная смола отделения конденсации для извлечения нафталина, которая дополнительно обогащается фенолами и нафталином, и облагораживается в результате уменьшения содержания солей хлора, вымываемого водой. Расход смолы, идущий на извлечение нафталина из воды, составляет 2,0–2,5% от количества подаваемой в холодильник охлаждающей воды. Многолетний опыт эксплуатации нафталиновых промывателей продемонстрировал высокую эффективность.

Газовые холодильники прямого действия с нафталиновым промывателем применяют для конечного охлаждения коксового газа (либо без промывателя) диаметром 4,5–6,0 м, высотой 37,4–46,0 м. Холодильники изготавливают из стали. В газовой части предусматривается 18 полок, в промывателе 8 полок. Дальнейшее увеличение производительности процесса конечного охлаждения коксового газа с учетом больших потоков коксового

газа, предполагает использование колонных аппаратов с обычными пластинчатыми насадками, из которых наиболее простой является плоскопараллельная. В таких устройствах при скорости потока газа 3–5 м/с коэффициент теплопередачи увеличивается в 2 и более раз. Аппараты имеют небольшие габариты, из-за чего значительно снижаются капитальные затраты на их конструкцию и улучшают технико-экономические показатели работы установок.

## 1.8 Получение сырого бензола

Сырой бензол представляет собой смесь большого количества разных углеводородов, основными являются бензол и его гомологи — толуол, ксилолы и триметилбензолы. Бывает в виде примесей, в сравнительно малом количестве, различные непредельные соединения (например, циклопентадиен, стирол, кумарон, инден и другие), в еще меньшем количестве — сернистые соединения (главным образом, сероуглерод и тиофен) и в совсем незначительном количестве - насыщенные углеводороды, фенолы и пиридиновые основания. Если улавливание осуществляется с использованием поглотительного масла, то в сыром бензоле все еще имеется определенное количество легкокипящих погонных поглотительного масла. [12]

Состав сырого бензола не является постоянным и зависит от технологических условий коксования и шихты. Выход сырого бензола (отгона до 180°) составляет 1,2% от сухой шихты. Отсюда следует, содержание бензольных углеводородов в газе колеблется в пределах 25-40 г в 1 м<sup>3</sup>. Сырой бензол представляет собой прозрачную слегка подвижную жидкость слабожелтого цвета. Он намного легче воды, практически не растворим в ней и легко от нее отстаивается. Сырой бензол быстро темнеет при хранении из-за окисления и полимеризации непредельных соединений в смолистые вещества, которые растворяются в бензоле и окрашивают его. Пары сырой смеси в таких диапазонах концентраций: нижний предел составляет 1,4% по объему, верхний предел составляет 7,5% по



объему. Сырой бензол - легко воспламеняющаяся жидкость, горящая коптящим пламенем.

Состав сырого бензола может значительно варьироваться. В среднем содержание его отдельных компонентов может характеризоваться данными, приведенными в табл. 2.

Таблица 2. Содержание отдельных компонентов

Компонент	Содержание %	Примечание
Бензол	55-75	-
Толуол	11-22	-
Ксилолы	2,5-6	Все изомеры и этилбензол
Триметилбензолы и этилтолуолы	1-2	Все изомеры
Непредельные соединения	7-12	-
В том числе:		
Циклопентадиен	0,6-1,0	-
Стирол	0,5-1,0	-
Кумарон	1,0-2,0	Совместно с гомологами
Инден	1,5-2,5	То же
Сернистые соединения	0,3-1,8	
В том числе:		
Сероуглерод	0,3-1,4	-
Трофены	0,2-1,6	-
Насыщенные углеводороды	0,6-1,5	-

Компоненты сырого бензола находятся в коксовом газе в виде паров, которые могут быть уловлены использованием твердых или жидких поглотителей, а также путем вымораживания при повышенных давлениях. Наиболее широко распространение в промышленности получил метод улавливания бензольных углеводородов жидкими поглотителями - так называемыми поглотительными маслами. [13]

При таком улавливании бензольных углеводородов пары бензола растворяются в поглотительном масле. Выделение сырого бензола из масла производится продувкой острым паром предварительно подогретого масла. При этом из него одновременно с бензольными углеводородами выделяются наиболее легкокипящие компоненты, а также нафталин, улавливаемый одновременно со всеми компонентами сырого бензола. Один только сырой бензол не имеет практического применения и передается в ректификационный цех для переработки и выделения отдельных отдельных компонентов. Качество сырого бензола определяется содержанием отдельных компонентов, так называемых выходом чистых продуктов, то есть конечных продуктов переработки и перегонки до 180°C, определяемых лабораторной разгонкой. При температуре выше 180°C поглотительное масло и нафталин отгоняют, которые при последующей переработке сырого бензола являются балластом.

Улавливание бензольных углеводородов маслом осуществляется в скрубберах, заполняемых преимущественно деревянной (хордовой) или металлической (спиральной) насадкой. В скрубберах масло и газ движутся по принципу строгого противотока. Насыщенное бензолом масло поступает в бензольное отделение, где из него выделяется поглощенный сырой бензол. Лишенное бензола масло после охлаждения снова поступает на улавливание бензола. Таким образом, поглотительное находится в цикле. Так как с сырым бензолом одновременно выделяется некоторое количество наиболее легких погонных масел, то убыль его систематически пополняется соответствующим

количеством свежего масла. Преимущество применения методов вымораживания и поглощения твердыми поглотителями заключается в получении значительно более чистого сырого бензола из-за отсутствия в нем сольвент-нафты, причем выделение сырого бензола из газа является более полным, чем при улавливании маслами.

В качестве твердого поглотителя применяется активированный уголь, обладающий мелкопористой структурой с сильно развитой поверхностью (1 г активированного угля имеет поверхность до 800 м<sup>2</sup>). При пропускании газа через слой активированного угля пары бензольных углеводородов задерживаются в порах последнего до тех пор, пока не наступит насыщение угля бензолом, которое может достигать до 20% без уменьшения его поглотительной способности. Выделяют поглощенный бензол продувкой угля острым паром. Промышленное применение метода очень ограничено, главным образом из-за необходимости тщательной очистки газа от смолы, масел, сероводорода и нафталина и частично из-за высокой стоимости активированного угля.

Метод вымораживания так же не нашел пока практического применения из-за необходимости при этом компримировать газ и из-за значительного расхода энергии на сжатие и охлаждение газа

## 1.9. Улавливание бензольных углеводородов поглотительным маслом

### 1.9.1. Характеристика поглотительных масел.

В качестве поглотителя применяют каменноугольное масло – продукт переработки каменноугольной смолы, или солярное масло, получаемое при ректификации нефти. Оба вида поглотительных масел отвечают следующим требованиям:

- 1) обладают достаточной поглотительной способностью, т.е. хорошо растворяют в себе бензольные углеводороды;

- 2) при подогреве выделяют поглощенные бензольные углеводороды;
- 3) температура кипения масел значительно выше температуры отгонки из него сырого бензола, благодаря чему в последний попадает только незначительное количество масел;
- 4) удельный вес масла значительно отличается от единицы, благодаря чему масло легко отстаивается от воды;
- 5) вязкость масел сравнительно невелика, благодаря чему достигается равномерное и свободное стекание его по насадке скруббера.

Свежее каменноугольное поглотительное масло должно обладать следующими характеристиками:

Таблица 3. Характеристики сырого бензола.

Отсутствие осадка	при охлаждении до 0°С
Отгон до 230°С	не более 1%
Отгон до 300°С	не менее 95%
Содержание фенолов	не более 0,5%
Содержание нафталина	не менее 10%
Вязкость масла	не более 2% Э при 25°С

Содержание фенолов в поглотительном масле ограничивается, так как они способствуют образованию с водой трудно разделяемых эмульсий и быстрому повышению вязкости масла. Требование о невыпадении осадка вызывается возможностью образования отложений на насадке скрубберов, что создает дополнительное сопротивление прохождению газа. [14] Нижний температурный предел разгонки масла предохраняет от возможности попадания в него легкокипящих погонных, которые при дистилляции масла перейдут в сырой бензол и образуют сольвент-нафту. Установление минимального отгона до 300° обусловлено необходимостью ограничения содержания в масле высококипящих фракций, обладающих повышенной

вязкостью и склонных к образованию осадков. В целом нужно отметить, что масло по составу представляет собой очень, сложную эвтектическую систему, нарушение которой (отгон какой-либо фракции) может привести к выпадению осадков. Свежее соляровое масло марки «П» (поглотительное) должно соответствовать такой характеристике:

Таблица 4. Характеристики свежего поглотительного масла.

Удельный вес, $d_4^{20}$	не более 0,890
Температура застывания, °С	не выше -20°С
Вязкость при 50°С	не более 1,5
Содержание воды, %	не более 0,2
Начало кипения, °С	не ниже 265
Отгон до 350°, %	не менее 95
Расслаиваемость смеси с водой Отсутствие мех.примесей	полная

Соляровое масло обладает более высокой температурой кипения, и поэтому потери его при улавливании и отгонке бензола меньше, чем потери каменноугольного масла. Сырой бензол, полученный при улавливании соляровым маслом, обычно обладает большим отгоном до 180°, чем при улавливании каменноугольным маслом. Однако каменноугольное поглотительное масло по сравнению с соляровым обладает тем преимуществом, что оно является продуктом коксохимического производства и его не нужно транспортировать издалека.

#### 1.9.2 Физико-химические основы процесса улавливания.

Факторы, влияющие на полноту улавливания бензольных углеводородов. Абсорбция сырого бензола маслом или, что то же, процесс перехода бензольных углеводородов из газа в масло полностью подчиняется законам Рауля и Дальтона.

Парциальное давление паров бензольных углеводородов в газе определяется законом Дальтона:

$$p_6 = CP,$$

где  $p_6$  - парциальное давление паров бензольных углеводородов;

$C$  – объемная концентрация бензольных углеводородов в коксовом газе;

$P$  – общее давление газа.

Упругость паров бензольных углеводородов над маслом определяется законом Рауля:

$$p'_6 = C' \cdot P',$$

где  $p'_6$  – упругость паров бензольных углеводородов над маслом;

$C'$  – молярное содержание (мольдоля) бензольных углеводородов в масле;

$P'$  – давление насыщенного пара бензольных углеводородов при данной температуре.

Для увеличения движущей силы уменьшения потерь необходимо, чтобы упругость паров бензольных углеводородов над поступающим для улавливания маслом была невелика.

Увеличение количества масла снижает концентрацию бензола в нем и тем самым также повышает движущую силу абсорбции. Каждый компонент бензольных углеводородов поглощается маслом пропорционально своей движущей силе абсорбции, независимо от движущей силы абсорбции остальных компонентов. Поэтому все расчеты процесса абсорбции обычно производятся только по чистому бензолу, так как он является основным компонентом (до 75%) сырого бензола и из-за своей большей процесса абсорбции и летучести улавливается труднее, чем его гомологи. В самом общем виде процесс абсорбции подчиняется уравнению:

$$G = K \cdot F \cdot \Delta p_{cp},$$

где  $G$  - количество уловленного бензола, кг/час;

$K$  – коэффициент абсорбции, выражающий количество уловленного бензола в 1 час с  $1 \text{ м}^2$  поверхности насадки при движущей силе процесса 1 мм рт.ст.;

$\Delta p_{\text{ср}}$  – среднелогарифмическая разность давлений, мм.рт.ст.;

$F$  – поверхность орошений насадки,  $\text{м}^2$ .

Представленное уравнение процесса абсорбции позволяет рассчитывать необходимую поверхность орошения насадки или в случае работающей установки (т.е. при заданной поверхности орошения) определить значение коэффициента абсорбции. При расчете необходимой поверхности орошения насадки уравнение принимает вид:

$$F = \frac{G}{K \cdot \Delta p_{\text{ср}}}$$

Необходимая поверхность орошения прямо пропорциональна количеству улавливаемого бензола и обратно пропорциональна движущей силе абсорбции и значению коэффициента абсорбции. Для того чтобы необходимая поверхность абсорбции была невелика (увеличение поверхности вызывает необходимость увеличения количества скрубберов, что связано с дополнительными расходами при строительстве и эксплуатации), коэффициент абсорбции и движущая сила процесса абсорбции должны иметь предельно допустимые значения. Величина коэффициента абсорбции зависит от свойств применяемого поглотителя, температуры и условий ведения процесса, основное из которых - скорость газа или, точнее, турбулентность газового потока.

В современных скрубберах турбулентность газового потока достигается расположением насадки, обеспечивающим сложный и извилистый путь газового потока, и скоростью газа, достигающей до 1,5 – 2 м/сек. Дальнейшему увеличению скорости газа препятствует:

- 1) рост сопротивления аппарата прохождению газа;
- 2) механический унос капель жидкости, происходящий при очень большой скорости газа.

На современных установках по улавливанию бензола значение коэффициента абсорбции обычно колеблется в пределах  $0,0015 - 0,025 \text{ г/м}^2 \cdot \text{час} \cdot 1 \text{ мм. рт. ст.}$ . На уже работающей скрубберной установке, пропускающей определенное количество газов, изменение коэффициента абсорбции возможно только в очень узких пределах. В гораздо большей степени можно влиять на движущую силу абсорбции. В гораздо большей степени можно влиять на движущую силу абсорбции. Увеличение движущей силы процесса абсорбции, а также полнота улавливания бензола связаны с рядом факторов.

### 1.9.3 Содержание бензольных углеводородов в коксовом газе.

С повышением концентрации бензольных углеводородов в газе возрастают их парциальное давление и движущая сила процесса абсорбции. При этом соответственно увеличивается концентрация бензольных углеводородов в масле уловить большее количество бензола.

Обычно концентрация бензольных углеводородов в газе не превышает  $35 - 36 \text{ г/м}^3$ , что соответствует  $\sim 1$  проценту объемн. Равновесная концентрация в поглотительном масле не превышает  $2,5 - 3\%$  объемн. Зависимость между равновесной концентрацией бензола в газе и масле приведена на рис.3.



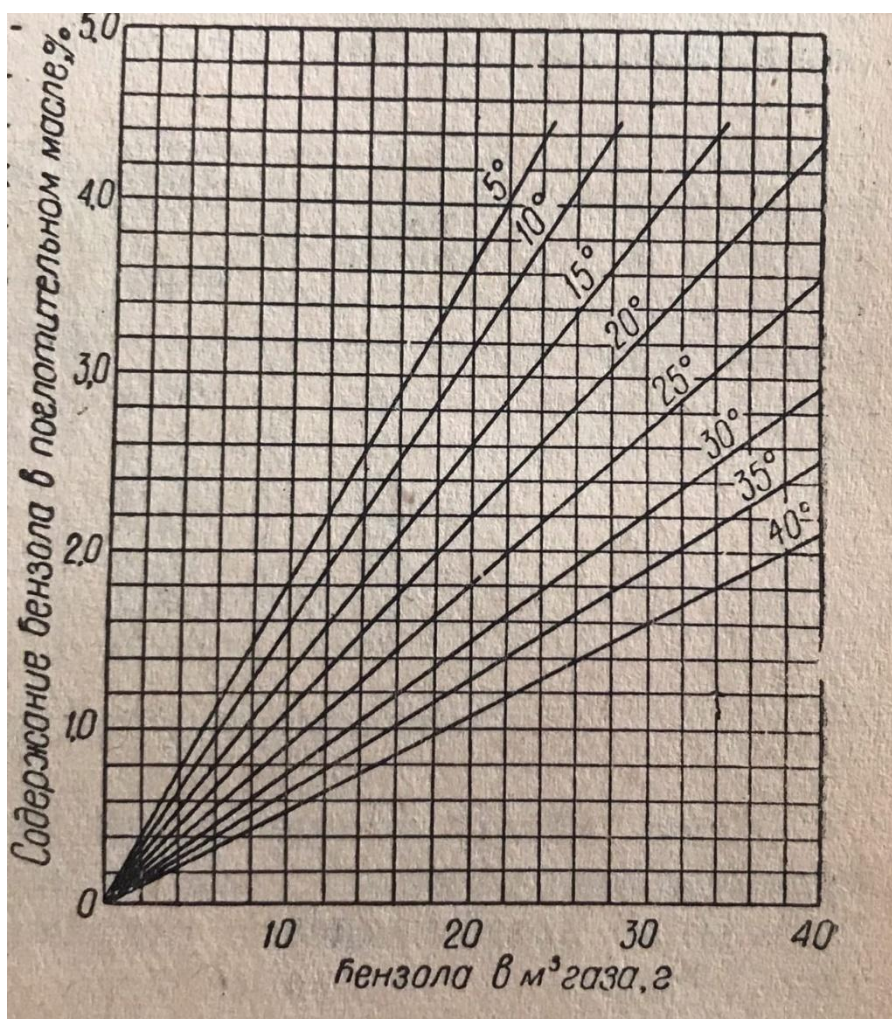


Рис.3 Зависимость между равновесной концентрацией бензола в газе и масле

При сжатии газа содержание бензола в последнем повышается и соответственно растет парциальное давление бензола. Увеличенное содержание бензола в газе способствует увеличению скорости абсорбции и росту концентрации бензола в насыщенном масле, т.е. является одним из методов интенсификации процесса улавливания. [15]

#### 1.9.4 Температура улавливания.

При повышении температуры улавливания давление паров над маслом растет, движущая сила абсорбции поэтому уменьшается, а равновесная концентрация бензола в газе после скрубберов увеличивается. В результате насыщение поглотительного масла бензолом снижается, а потери с обратным газом возрастают.

Упругости паров бензола, толуола и метаксилола приведены в табл.5.

Таблица 5. Упругость паров бензола, толуола и метаксилола.

Температура	Упругость паров, мм. рт. ст.		
	Бензол	Толуол	m-ксилол
0	26,6	6,7	1,6
10	44,7	12,7	3,3
15	57,2	16,4	4,2
20	74,8	22,5	5,2
25	90,9	30,6	8,1
30	118,4	37,2	11,1
40	181,5	59,3	18,9

Связь между температурой улавливания и коэффициентом улавливания бензола может быть представлена следующими данными (коэффициент улавливания при 25° принимается за 100%):

Таблица 6. Связь между температурой улавливания и коэффициентом улавливания бензола.

Температура улавливания, °С	10	15	20	25	30	35	40
В процентах к коэффициенту улавливания при 25°С	107	105	103	100	95,5	88	78

Улавливание бензола следует проводить при невысоких температурах, так как при этом уменьшаются потери и растет скорость процесса. Однако при температуре ниже 10—15° вязкость поглотительного масла сильно

увеличивается, что затрудняет подачу его на скруббер и равномерное распределение и стекание по насадке. При охлаждении масла ниже 10° становится возможным выпадение осадков. Поэтому оптимальной является температура ~20°. Температура газа обязательно должна быть несколько ниже температуры масла. В скрубберах происходит уравнивание температур - температура газа повышается, а масла понижается. Если газ будет поступать с более высокой температурой, чем масло, то в скрубберах он будет охлаждаться, что приведет к образованию конденсата и растворению его в масле, т.е. к обводнению масла. Поэтому температура газа должна быть ниже температуры масла на 5—6°. Охлаждение газа и поглотительного масла весьма эффективный и один из наиболее доступных методов улучшения процесса улавливания. Поэтому перед поступлением в бензольные скрубберы газ проходит так называемый конечный холодильник, в котором охлаждается до предельно допустимой температуры. Практические температуры, при которых ведется улавливание бензола, составляют 20—30°. Колебания зависят от времени года и имеющейся аппаратуры для охлаждения газа и масла.[16]

#### 1.9.5 Концентрация бензола в поглотительном масле.

Чем выше концентрация бензола в поглотительном масле, тем больше упругость его паров над маслом и, следовательно, равновесная концентрация в газе. Поэтому скорость абсорбции уменьшается, а потери с обратным газом увеличиваются. В соответствии с законом Рауля упругость паров бензола над маслом определяется молярной концентрацией. Весовая концентрация в молярную переводится по формуле:

$$x = \frac{a}{78} : \left( \frac{a}{78} + \frac{100 - a}{M} \right),$$

где  $x$  – молярная концентрация бензола;

$a$  – весовой процент бензола в масле;

$M$  – молекулярный вес масла.

Чем больше молекулярный вес масла, тем больше молярная концентрация бензола и тем хуже проходит улавливание. Увеличение молекулярного веса масла приводит к ухудшению его поглотительной способности. Соляровое поглотительное масло обладает большим молекулярным весом, чем каменноугольное (соответственно 230 и 170); чтобы молярные концентрации бензола в них были одинаковы, весовые концентрации их должны быть различны. Весовая концентрация бензола в масле всегда меньше, чем в каменноугольном. Это достигается увеличением количества масла, находящегося в обороте. Соотношение между необходимыми количествами солярового и каменноугольного масел пропорционально их молекулярным весам, т. е. 230: 170, или 1,35: 1. Практически количество солярового масла на 30% превышает необходимое количество каменноугольного. Чтобы упругость паров бензола над поступающим на улавливание маслом была минимальной, содержание бензола в нем должно быть мало и температура невысока. Содержание бензольных углеводородов в масле, поступающем на улавливание, не должно превышать: для каменноугольного 0,3-0,4%, а для солярового – 0,2%.

Снижение содержания бензольных углеводородов в масле связано с повышенным расходом пара при отгонке их из масла и с уменьшением отгона до 180°, т.е. с увеличенным выходом сольвент-нафты и потерями масла.

Количество масла, которое следует подать в скруббер для улавливания бензола, может быть определено по следующей формуле:

$$V(a_1 - a_2) = G(C_2 - C_1)d,$$

где  $V$  – количество газа, м<sup>3</sup>/час;

$a_1$  и  $a_2$  – начальное и конечное содержание бензола в газе, г/м<sup>3</sup>;

$G$  – количество масла, л;

$C_1$  и  $C_2$  – начальное и конечное содержание бензола в масле,  $\text{см}^3/\text{л}$ ;

$d$  – удельный вес бензола,  $\text{г}/\text{см}^3$ .

Из приведенной формулы видно, что, увеличив количество масла, можно уменьшить содержание бензола в нем и, следовательно, улучшить улавливание. Однако это связано с увеличением расхода пара при отгоне бензола из масла и воды при его охлаждении. Обычно расход масла в среднем в полтора раза больше теоретического минимума и составляет 1,5—1,6  $\text{л}/\text{м}^3$  газа для каменноугольного масла и 2-2,1,  $\text{л}/\text{м}^3$  газа для солярового. Зависимость между потерями бензола с обратным газом и содержанием бензола в масле, поступающем для улавливания, при разных температурах представлена на рис.6

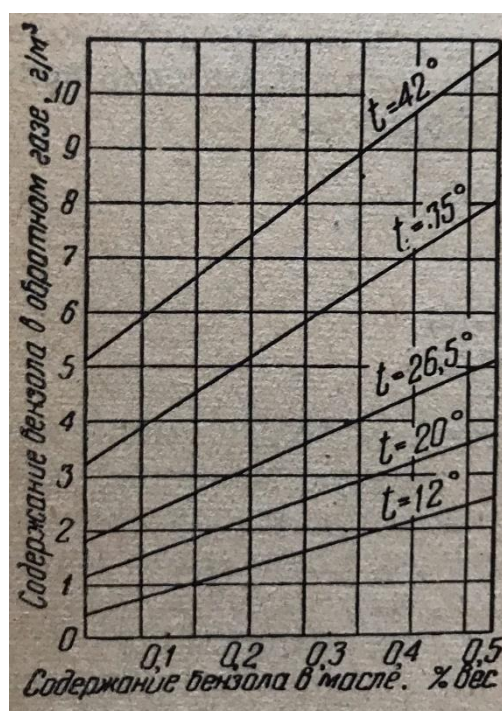


Рис.6 Зависимость между потерями бензола с газом и содержанием бензола в масле.

Из этой зависимости видно, что чем ниже содержание бензола в масле, тем при более высокой температуре возможно проведение процесса при сохранении одних и тех же потерь с обратным газом. Поэтому, если

невозможно снизить температуру улавливания, то необходимо, во избежание больших потерь бензола с газом, улучшать отгон его из масла. 4.

Поверхность орошения. Чтобы бензол перешел из газа в масло, необходимы определенная поверхность и продолжительность контакта между ними. В скрубберах это достигается тем, что масло стекает по насадке сверху вниз, а газ поднимаясь вверх, омывает смоченную маслом поверхность насадки.

На рис. 7 представлена зависимость между потерями бензола с обратным газом и поверхностью орошения при разных температурах.

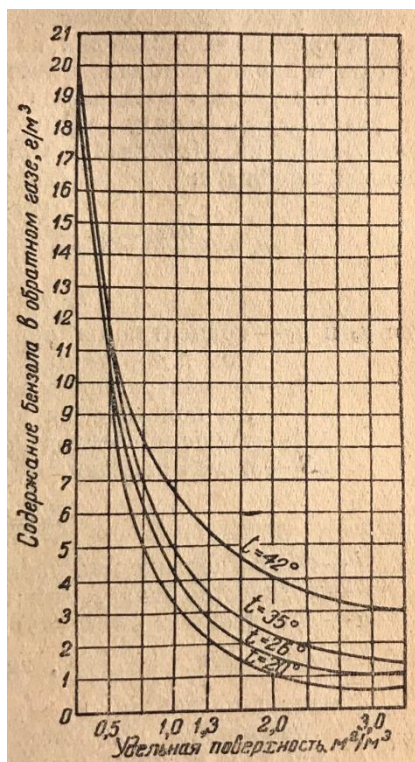


Рис. 7. Зависимость между потерями бензола с обратным газом и поверхностью орошения при разных температурах.

Величина поверхности орошения представлена в виде так называемой удельной поверхности, т. е. поверхности в  $\text{м}^2$  на  $1 \text{ м}^3$  газа в час. Из кривых рис. 7 видно, что вначале увеличение поверхности резко влияет на уменьшение потерь. По мере увеличения значения удельной поверхности это влияние ослабевает. Практический опыт работы показывает, что норма



поверхности  $1,0— 1,1 \text{ м}^2/\text{м}^3$  газа в час достаточна для удовлетворительного улавливания бензола. Поверхность насадки должна быть чистой, чтобы и газ и масло равномерно распределялись по сечению скруббера. [17]

Между газом и маслом должен соблюдаться строгий противоток, благодаря чему газ с большим содержанием бензола встречается с маслом, имеющим повышенную концентрацию бензола. В верхней части скруббера, где газ содержит мало бензола, он орошается свежим маслом, также содержащим мало бензола и обладающим поэтому соответственно большей поглотительной способностью. Таким образом, для улавливания бензола из газа требуется:

- 1) минимальное содержание бензола в масле, поступающем на орошение скрубберов;
- 2) низкая температура улавливания;
- 3) достаточное количество масла;
- 4) противоток газа и масла;
- 5) достаточная поверхность орошения насадки для создания необходимого контакта между газом и маслом.

Несмотря на то, что взаимосвязь всех этих факторов и значение каждого из них имеет для производства самое существенное значение, аналитическое выражение этой взаимосвязи до сих пор не разработано таким образом, чтобы оно было достаточно удобно для пользования. Это объясняется множественностью факторов, влияющих на процесс улавливания, а также сложным характером зависимости последнего от этих факторов. И. И. Рузиным предложена формула, которая характеризует зависимость между всеми технологическими факторами, влияющими на улавливание бензольных углеводородов в начаточном скруббере:

$$y_1 = \frac{(klx_0 - ly_0 + ky_0) \cdot e^{\frac{\alpha S(k-l)}{l}} - klx_0}{k \cdot e^{\frac{\alpha S(k-l)}{l}} - l},$$

где  $y_0$  и  $y_1$  – концентрация бензольных углеводородов в прямом и обратном газе, г/м<sup>3</sup>;

$x_0$  – концентрация бензольных углеводородов в масле, падающем в скруббер для улавливания;

$l$  – удельный расход поглотителя, кг/м<sup>3</sup> газа в час;

$S$  – норма насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> газа в час;

$$S = \frac{f}{V};$$

$f$  – общая поверхность насадки скрубберов, м<sup>2</sup>.

### **Выводы по разделу 1:**

Улавливание и переработка продуктов коксования сопровождается образованием большого количества газообразных и жидких отходов, содержащих опасные вещества – каменноугольная смола, серная кислота, нафталин, фенол, бензол, которые являются канцерогенными, обладают высокой кислотностью, относятся ко второму классу опасности.

Предотвращение выбросов таких веществ в окружающую среду является важной и актуальной задачей



## 2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА КОЛИЧЕСТВА ПАРОВОЗДУШНЫХ ВЫБРОСОВ ИЗ ВОЗДУШНЫХ РЕЗЕРВУАРОВ

Расчеты количеств воздушных выбросов сделаны при следующих допущениях:

1. Пары углеводородов рассматривались, как идеальный газ.
2. Расчеты велись на максимально возможное часовое количество выбросов и минимальное содержание в них каждого из компонентов.
3. При отсутствии в технической литературе исходных данных по парциальным давлениям отдельных компонентов для расчета принимались данные ближайшего аналога данного соединения.

Максимальный расход газов  $q$  (в  $\text{м}^3/\text{ч}$ ) через дыхательную арматуру при работе ее на давление для наземных стальных резервуаров определяется, как сумма максимальных значений отдельных составляющих:

$$q = q_1 + q_2 + q_3 + q_4$$

где  $q_1$  – максимальный приток жидкости при заполнении резервуара,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$q_2$  – расход газа из-за нагрева газового пространства от внешней среды,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$q_3$  – расход газа из-за нагрева газового пространства при закачивании в холодный резервуар горячего продукта,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$q_4$  – расход газа, обусловленный испарением продукта.

Для одиночных резервуаров, т. е. таких резервуаров, заполнение и опорожнение которых не связано с соседними, максимальное значение притока жидкости  $q_1$  при приемо-раздаточных операциях должно определяться максимальной производительностью насоса или подачей жидкости самотеком при минимальном сопротивлении трубопровода. Для групповых резервуаров возникает необходимость учитывать дополнительный расход жидкости, связанный с перетоком ее из резервуара в резервуар

который возникает при переключении операций заполнения или опорожнения с одного резервуара на другой без остановки насосов. В этом случае оба резервуара в течение 2-5 минут оказываются сообщенными и при наличии разницы продукта в резервуарах начинается его переток. Очевидно в случае неисправности дыхательной арматуры или недостаточной ее пропускной способности давление (вакуум) в резервуаре может значительно повыситься. Величину  $q_1$  с учетом возможного перетока продукта можно определять по следующей приближенной формуле:

$$q_1 = Ad^2\sqrt{H} + 0,45q_H$$

где  $d$  – диаметр трубопроводов, м;

$H$  – максимально возможная разница в уровнях жидкости в резервуарах, между которыми может возникнуть переток, м;

$q_H$  – максимальная производительность насоса, м<sup>3</sup>/ч.

Опытный коэффициент  $A$  учитывает гидравлическое сопротивление подводящих трубопроводов, и его усредненные значения можно принимать в зависимости от разности  $\Delta Z$  нивелирных отметок осей патрубков резервуаров, пользуясь следующими приближенными данными:

Таблица 7. Зависимости от разности  $\Delta Z$  нивелирных отметок осей патрубков резервуаров

Разность $\Delta Z$ , м	5	10	20
Коэффициент $A$	2800	2600	2200

Расход  $q_2$  газа через дыхательную арматуру, обусловленный изменением температуры в газовом пространстве в зависимости от атмосферных условий, может быть определен по формуле:

$$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273}$$

где  $V$  – объем газового пространства резервуара,  $\text{м}^3$ ;

$\left(\frac{dT}{dt}\right)_{\max}$  – максимальная скорость изменения температуры в газовом пространстве,  $^{\circ}\text{C}/\text{ч}$ .

В расчетах дыхательной арматуры можно принимать  $\left(\frac{dT}{dt}\right)_{\max}$  равной 4 – 5  $^{\circ}\text{C}/\text{ч}$ .

Величина  $q_3$  определяется скоростью нагрева газового пространства холодного резервуара от поступающей горячей жидкой среды. Ее можно рассчитывать по эмпирической формуле:

$$q_3 = ED^2$$

где  $D$  – диаметр резервуара,  $\text{м}$ ;

$E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены ниже:

Таблица 8. Зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства

$\Delta t$	5	10	15	20	30	40	50
$E$	0,074	0,089	0,31	0,47	0,81	1,18	1,62

При хранении продукта в резервуаре происходит его испарение с насыщением газового пространства парами.

Максимальный расход газа через дыхательную арматуру, обусловленный испарением продукта, можно определить по формуле:

$$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n$$

где  $M$  – молекулярный вес испаряющегося продукта;

$F$  – поверхность зеркала продукта в резервуаре,  $m^2$ ;

$p_n$  – давление насыщенных паров продукта в резервуаре,  $kg/m^2$ ;

$n$  – коэффициент испарения,  $ч^{-1}$ .

Если точное значение коэффициента испарения определить не удастся (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), то можно принимать  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ . [18]

Таблица 9. По складу масел.

№ по порядку	Наименование емкости и продукта в ней	Объем емкости, $m^3$	Диаметр емкости, м	Высота или длина емкости, м	Температура хранения продукта, $^{\circ}C$	Примечание
1	Хранилище масла №9 антраценовая фракция	653,2	10,01	8,31	85	
2	Хранилище масла №14 антраценовая фракция	667	10,0	8,5	85	
3	Хранилище масла №16 антраценовая фракция	658,6	9,99	8,4	85	
4	Хранилище масла №15	312,4	7,36	7,35	85	

	поглотительное масло					
5	Хранилище масла №17 антраценовая фракция	666,4	9,99	8,5	85	
6	Хранилище масла №3 поглотительное масло	301,8	7,36	7,1	85	
7	Хранилище масла №6 (сепаратор, вода надтоварная )	332,9	7,58	7,38	85	
8	Хранилище масла №8 антраценовая фракция	326,8	7,51	7,38	85	
9	Напорный бак – антраценовая фракция	106,6	5,314	4,81	85	3 шт.
10	Сборник масла каменноугольного среднего	105,8	5,3	4,8	75	2 шт.

	(нафталинов ая фракция)					
--	----------------------------	--	--	--	--	--

Склад масел предназначен для сбора, накопления, приготовления товарных каменноугольных масел и фракций в хранилищах склада масел и в напорных баках «танках». Каменноугольные масла принимаются в соответствующие хранилища склада масел. Во избежание перелива продуктов, наполнение хранилища не должно превышать уровень верхнего штуцера для сброса отстоявшейся воды (0,50 м пустоты).

Подготовка каменноугольных масел для заготовки сводится к наполнению масел, отстою воды и сбросу отстоявшейся воды в хранилище №6, где происходит дополнительный отстой воды от механически увеличенных капель масла. Приготовление товарных масел производится в напорных ёмкостях «танках» путем дозировки компонентов и усреднением циркуляцией содержимого танка в течение 1-4 часов. Для сокращения времени заготовки и циркуляции компонент с низкой плотностью дозируется первым, наполнение танка не должно превышать 4м 50см.

### 3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

#### 3.1 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №9 антраценовой фракции

$q_1 = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$  – исходя из производительности насоса для перекачки по антраценовой фракции.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 653,2}{6 \cdot 273} = 1,99 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 653,2 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №9 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (10,01)^2 \cdot 0,089 = 8,92 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 10,01 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №9 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 27,1 \cdot 78,66}{189,2} = 0,1 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 189,2$  – молярная масса антраценовой фракции;

$P_n = 27,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для антраценовой фракции;

$S = 78,66$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с антраценовой фракции ( $q_{аф}$ ) составит:

$$q_{аф} = 25 + 1,99 + 8,92 + 0,1 = 36,01 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

### 3.2 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №14 антраценовой фракции

$q_1 = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$  – исходя из производительности насоса для перекачки по антраценовой фракции.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 667}{6 \cdot 273} = 2,04 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 667 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №14 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (10)^2 \cdot 0,089 = 8,9 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 10,0 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №14 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 27,1 \cdot 78,5}{189,2} = 0,1 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 189,2$  – молярная масса антраценовой фракции;

$p_n = 27,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для антраценовой фракции;

$S = 78,5$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с антраценовой фракции ( $q_{аф}$ ) составит:

$$q_{аф} = 25 + 2,04 + 8,9 + 0,1 = 36,04 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$



### 3.3 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №16 антраценовой фракции

$q_1 = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$  – исходя из производительности насоса для перекачки по антраценовой фракции.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 658,6}{6 \cdot 273} = 2,01 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 658,6 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №16 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (9,99)^2 \cdot 0,089 = 8,88 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 9,99 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №16 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} nFp_n = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 27,1 \cdot 78,3}{189,2} = 0,1 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 189,2$  – молярная масса антраценовой фракции;

$P_n = 27,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для антраценовой фракции;

$S = 78,3$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с антраценовой фракции ( $q_{\text{аф}}$ ) составит:

$$q_{\text{аф}} = 25 + 2,01 + 8,88 + 0,1 = 35,99 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

### 3.4 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №15 поглотительного масла

$q_1 = 50 \text{ м}^3/\text{ч}$  - исходя из производительности насоса для перекачки поглотительного масла.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 312,4}{6 \cdot 273} = 0,95 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 312,4 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №15 поглотительного масла из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (7,36)^2 \cdot 0,089 = 4,82 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 7,36 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №15 поглотительного масла из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 42,5 \cdot 40,1}{152,3} = 0,1 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 152,3$  – молярная масса поглотительного масла;

$P_n = 40,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для поглотительного масла;

$S = 42,5$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с поглотительного масла ( $q_{\text{пм}}$ ) составит:

$$q_{\text{пм}} = 50 + 0,95 + 4,82 + 0,1 = 55,87 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

### 3.5 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №17 антраценовой фракции

$q_1 = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$  – исходя из производительности насоса для перекачки по антраценовой фракции.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 666,4}{6 \cdot 273} = 2,03 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 666,4 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №17 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (9,99)^2 \cdot 0,089 = 8,88 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 9,99 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №17 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 27,1 \cdot 78,3}{189,2} = 0,1 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 189,2$  – молярная масса антраценовой фракции;

$p_n = 27,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для антраценовой фракции;

$S = 78,3$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с антраценовой фракции ( $q_{аф}$ ) составит:

$$q_{аф} = 25 + 2,03 + 8,88 + 0,1 = 36,01 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

### 3.6 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №3 поглотительного масла

$q_1 = 50 \text{ м}^3/\text{ч}$  - исходя из производительности насоса для перекачки поглотительного масла.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 301,8}{6 \cdot 273} = 0,92 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 301,8 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №3 поглотительного масла из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (7,36)^2 \cdot 0,089 = 4,82 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 7,36 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №3 поглотительного масла из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 42,5 \cdot 40,1}{152,3} = 0,1 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 152,3$  – молярная масса поглотительного масла;

$P_n = 40,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для поглотительного масла;

$S = 42,5$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с поглотительного масла ( $q_{\text{пм}}$ ) составит:

$$q_{\text{пм}} = 50 + 0,92 + 4,82 + 0,1 = 55,84 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

### 3.7 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №6 (сепаратор, вода надтоварная)

$q_1 = 50 \text{ м}^3/\text{ч}$  - исходя из производительности насоса для перекачки поглотительного масла.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 332,9}{6 \cdot 273} = 1,02 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 332,9 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №6 поглотительного масла из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (7,58)^2 \cdot 0,089 = 5,11 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 7,58 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №6 поглотительного масла из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_H = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 45,1 \cdot 6102,0}{18} = 136,98 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 18$  – молярная масса воды;

$P_H = 6102,0 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемые для надтоварной воды, взятой из таблицы 10;

$S = 45,1$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с поглотительного масла ( $q_{вн}$ ) составит:

$$q_{вн} = 50 + 1,02 + 5,11 + 136,98 = 193,11 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Температура жидкости в сборнике составляет  $85^\circ\text{C}$  ( $358^\circ$ ).

Парциальное давление насыщенных паров над жидкостью для каждого из компонентов рассчитано по формуле:

$$P_n = \frac{k \cdot c \cdot R \cdot T}{M}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^2}$$

где  $c$  – концентрация компонента, г/л;

$T$  – температура жидкости, °К (358°К);

$R$  – универсальная газовая постоянная 62,36 мм рт.ст. л/моль·°К;

$M$  – молекулярная масса компонента;

$k$  – коэффициент перевода давления из мм рт.ст. в кг/м<sup>2</sup> равный 13,6.

Таблица 10. Состав выбросов из сборника аммиачной воды

Компонент	Молекулярная масса, М	Концентрация в выбросах, С, г/м <sup>3</sup>	Парциальное давление насыщенных паров под жидкостью, Рн, кг/м <sup>2</sup>
Аммиак	17	0,01000	0,20
Водород цианистый	27	0,01033	0,12
Сероводород	34	0,20000	1,78
Бензол	78	0,24000	0,93
Нафталин	128	0,19000	0,45
Фенол	94	0,01100	0,04
Вода	18	353,0	6098,2
Итого:			6102,0

### 3.8 Расчет количества паровоздушных выбросов хранилища масла №8 антраценовой фракции

$q_1 = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$  – исходя из производительности насоса для перекачки по антраценовой фракции.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{5 \cdot 326,8}{6 \cdot 273} = 0,99 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 326,8 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по хранилищу масла №8 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = (7,51)^2 \cdot 0,089 = 5,02 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 7,51 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по хранилищу масла №8 антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n = \frac{22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 27,1 \cdot 44,27}{189,2} = 0,06 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 189,2$  – молярная масса антраценовой фракции;

$p_n = 27,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для антраценовой фракции;

$S = 44,27$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный ПВВ с антраценовой фракции ( $q_{аф}$ ) составит:

$$q_{аф} = 25 + 0,99 + 5,03 + 0,06 = 31,07 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

### 3.9 Расчет количества паровоздушных выбросов напорного бака – антраценовая фракция (3шт.)

$q_1 = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$  – исходя из производительности насоса для перекачки по антраценовой фракции.

$q_2 = \left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{3 \cdot 5 \cdot 106,6}{6 \cdot 273} = 0,98 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{d\tau}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 106,6 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по выбросам напорного бака - антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = 3 \cdot (5,314)^2 \cdot 0,089 = 7,54 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 5,314 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по выбросам напорного бака - антраценовой фракции из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} n F p_n = \frac{3 \cdot 22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 27,1 \cdot 4,17}{189,2} = 0,02 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 189,2$  – молярная масса антраценовой фракции;

$p_n = 27,1 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для антраценовой фракции;

$S = 4,17$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с антраценовой фракции ( $q_{аф}$ ) составит:

$$q_{аф} = 25 + 0,98 + 7,54 + 0,02 = 33,54 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$



### 3.10 Расчет количества паровоздушных выбросов сборника масла каменноугольного среднего (нафталиновая фракция) (2шт.)

$q_1 = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$  – исходя из производительности насоса для перекачки по нафталиновой фракции.

$q_2 = \left(\frac{dT}{dt}\right)_{max} \frac{V}{273} = \frac{2 \cdot 5 \cdot 35,27}{6 \cdot 273} = 0,65 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где в расчетах дыхательной арматуры  $\left(\frac{dT}{dt}\right)_{max}$  принимаю равной  $5^\circ\text{C}/\text{ч}$ ;

$V = 35,27 \text{ м}^3$  – объем емкости, взятый по выбросам сборника масла каменноугольного среднего, нафталиновой фракции из таблицы 9.

$q_3 = ED^2 = 2 \cdot (5,3)^2 \cdot 0,089 = 5,00 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где  $E$  – опытный коэффициент, значения которого в зависимости от максимальной разности температур жидкой среды и газового пространства приведены в таблице 8;

$D = 5,3 \text{ м}$  – диаметр емкости, взятый по выбросам сборника масла каменноугольного среднего, нафталиновой фракции из таблицы 9.

$q_4 = \frac{22,4}{M} nFp_n = \frac{2 \cdot 22,4 \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 22,06 \cdot 241,4}{128,6} = 0,74 \text{ м}^3/\text{ч}$ , где коэффициент испарения,  $\text{ч}^{-1}$  (в связи с многочисленностью факторов, влияющих на него), принимаю  $n \approx 4 \cdot 10^{-4}$ ;

$M = 128,6$  – молярная масса нафталиновой фракции;

$p_n = 241,4 \text{ кгс}/\text{м}^2$  - давление насыщенных паров в резервуаре, принимаемый для нафталиновой фракции;

$S = 22,06$  – поверхность зеркала резервуаров.

Максимальный паровоздушный выброс с нафталиновой фракции ( $q_{нф}$ ) составит:

$$q_{нф} = 5 + 0,65 + 5,00 + 0,74 = 11,39 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Расчитаны объемные расходы паровоздушных выбросов, при которых срабатывают дыхательные клапаны для ёмкости. Результаты расчета приведены в таблице 11.

Таблица 11 – Результаты расчёта объёма паровоздушных выбросов из производственных ёмкостей при срабатывании воздушных клапанов

Ёмкость	Объемный расход
Хранилище масла №9 (антраценовая фракция)	36,01 м <sup>3</sup> /ч
Хранилище масла №14 (антраценовая фракция)	36,04 м <sup>3</sup> /ч
Хранилище масла №16 (антраценовая фракция)	35,99 м <sup>3</sup> /ч
Хранилище масла №15 (поглотительное масло)	55,87 м <sup>3</sup> /ч
Хранилище масла №17 (антраценовая фракция)	36,01 м <sup>3</sup> /ч
Хранилище масла №3 (поглотительное масло)	55,84 м <sup>3</sup> /ч
Хранилище масла №3 (сепаратор, вода надтоварная)	193,11 м <sup>3</sup> /ч
Хранилище масла №8 (антраценовая фракция)	31,07 м <sup>3</sup> /ч
Напорный бак – антраценовая фракция (3 шт.)	33,54 м <sup>3</sup> /ч
Сборник масла каменноугольного среднего (нафталиновая фракция)	11,39 м <sup>3</sup> /ч

Определение суммарного количества паровоздушных выбросов

$$\sum q = 36,01 + 36,04 + 35,99 + 55,87 + 36,01 + 55,84 + 193,11 + 31,07 \\ + 33,54 + 11,39 = 524,87 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Уравнения расхода жидкости или газа

Объемный расход жидкости или газа  $V$  (в  $\text{м}^3/\text{с}$ ):

$$V = \omega f$$

Массовый расход жидкости или газа  $M$  (в  $\text{кг}/\text{с}$ ):

$$M = V\rho = \omega f\rho$$

Здесь  $f$  – площадь поперечного сечения потока,  $\text{м}^2$ ;

$\omega$  – средняя скорость потока,  $\text{м}/\text{с}$ ;

$\rho$  – плотность жидкости или газа,  $\text{кг}/\text{м}^3$ . [19]

Для трубопровода круглого сечения уравнение об объемном расходе жидкости принимает вид:

$$V = 0,785d^2\omega$$

где  $d$  – внутренний диаметр трубы,  $\text{м}$ .

При заданном расходе  $V$  и принятой скорости  $\omega$  диаметр трубопровода определяется по уравнению:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785\omega}}$$

Ориентировочные значения скоростей, принимаемых при расчетах внутризаводских трубопроводов, приведены в табл. 12

Таблица 12. Ориентировочные значения скоростей, принимаемых при расчетах внутризаводских трубопроводов.

Поток	w, м/с
Газы при естественной тяге	2-4
Газы при атмосферном или близком к нему давлении в вентиляционных газоходах и трубопроводах	5-20
Жидкости при движении самотеком	0,1-0,5
Жидкости в напорных трубопроводах	0,5-2,5
Водяной пар в абсолютном давлении: $\geq 4 \cdot 10^4$ Па (0,5 ат)	15-40
$(1,96 \div 4,9) \cdot 10^4$ Па (0,2-0,5 ат)	40-60

Так как диаметр трубопровода – величина неизвестная, то выразим ее через объемный расход и скорость потока, подставив в уравнение:

$$\omega = \frac{V}{0,785d^2}$$

Тогда

$$0,785d^2 = \frac{V}{\omega}$$

Подставляю, данные, которые известны, получаю, что диаметр трубопровода равен:

$$0,785d = \sqrt{\frac{V}{\omega}}$$

$$0,785d = \sqrt{\frac{524,87}{18000}}$$

$$0,785d = 0,171$$

$$d = \frac{0,170}{0,785} = 0,216 \text{ м или } 216 \text{ мм.}$$

Давление в коллекторе, собирающем выбросы из воздушного клапана больше, чем давление коксового газа в основном трубопроводе, к которому подводится труба коллектора.

Поскольку длина трубопровода неизвестна, то можно выполнить оценочный расчет, показывающий какое изначальное давление в трубопроводе с учетом его падения за счет гидравлического сопротивления. Когда сопротивление принимаем без учета изгибов ( $\lambda = 0,03$ ).

Расчетная формула:

$$\Delta p = p_2 - p_1 = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{v^2 \rho}{2 \cdot 0,785^2 d^2},$$

$$\text{отсюда } P_1 = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{v^2 \rho}{2 \cdot 0,785^2 d^2} + P_2;$$

$$P_1 = \frac{0,03L}{0,216} \cdot \frac{0,003^2 \cdot 5,72}{2 \cdot 0,785^2 \cdot 0,216^4} + 0,1;$$

$$P_1 = 0,14L \cdot 0,999.$$

Таким образом, приблизительная длина трубопровода – 1000м.

$$P_1 = 0,14 \cdot 1000 \cdot 0,999 = 139,86 \frac{\text{кг}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}}$$

Рассчитан внутренний диаметр коллекторного трубопровода для отвода этих выбросов из дыхательных клапанов в трубу коксового газа, она составила 216 мм.

Выводы по разделу 3:

1. Рассчитаны объемные расходы паровоздушных выбросов, при которых срабатывают дыхательные клапаны для ёмкости. Результаты расчета приведены в таблице 11.

2. Рассчитан диаметр трубопровода через объемный расход и скорость потока, равный 216 мм.

3. Выполнен оценочный расчет, показывающий какое изначальное давление в трубопроводе, с учетом его падения, за счет гидравлического сопротивления, имеется.

## 4 БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ НА ПРОИЗВОДСТВЕ

### 4.1 Вредные вещества аммиачно-сульфатного отделения

Опасными веществами сульфатного отделения являются: коксовый газ, маточный раствор, серная кислота. Коксовый газ взрывоопасен и ядовит из-за значительного содержания окиси углерода (6-7%) и аммиака (8-10 г/м<sup>3</sup>). Окись углерода может вызвать острое отравление. Его основные симптомы: потеря сознания, судороги, одышка, удушье. Предельно допустимая концентрация окиси углерода в воздухе рабочей зоны - 20 мг/м<sup>3</sup>, пределы взрываемости коксового газа 6-30%. Аммиак сильно раздражает слизистую оболочку носа и глотки, вызывает слезотечение. Предельно допустимая концентрация аммиака 20 мг/ м<sup>3</sup>, взрывная концентрация 15-28%.

Серная кислота и маточный раствор при попадании на кожу вызывают химические ожоги. Пары серной кислоты токсичны.

Предельно допустимая концентрация паров серной кислоты в воздухе 1 мг/ м<sup>3</sup>.

Санитарными нормами установлены следующие предельно – допустимые концентрации ядовитых газов и паров в воздухе рабочих помещений, при которых допускается пребывание людей без газозащитной аппаратуры.

Таблица 13. Допустимые концентрации ядовитых газов и паров в воздухе рабочих помещений.

Окись углерода	CO	20 мг/м <sup>3</sup>
Бензол	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5 мг/м <sup>3</sup>
Аммиак	NH <sub>3</sub>	20 мг/м <sup>3</sup>
Фенол	C <sub>5</sub> H <sub>5</sub> OH	0,3 мг/м <sup>3</sup>
Ртуть	Hg	0,01 мг/м <sup>3</sup>
Нафталин	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub>	20 мг/м <sup>3</sup>
Цианистый водород	HCN	0,3 мг/м <sup>3</sup>

Окислы азота (в пересчете на NO <sub>2</sub> )		5 мг/м <sup>3</sup>
Кислота серная	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1 мг/м <sup>3</sup>
Антрацен	C <sub>14</sub> H <sub>10</sub>	0,1 мг/м <sup>3</sup>
Аэрозоли и пары, выделяемые лаком, пеком, дегтем для дорожного строительства, маслами		0,2 мг/м <sup>3</sup>

Коксовый газ представляет собой механическую смесь различных газов и паров: метана, водорода, окиси углерода, аммиака, паров каменноугольной смолы и других веществ. Состав коксового газа зависит от состава шихты и температурного режима коксования.

Таблица 14. Состав коксового газа.

Водород	55 – 57%
Метан	22 – 28%
Тяжелые углеводороды: этан, пропан, бутан	1,5 – 2%
Азот	5,5 – 6%
Окись углерода (CO)	1 – 3,5%
Двуокись углерода (CO <sub>2</sub> )	2,5 – 3%
Кислород (O <sub>2</sub> )	До 1%

Не имеет цвета, вкуса, имеет резкий запах нафталина, тухлых яиц за счет содержания сероводорода.

На организм человека действует отравляюще вследствие того, что в его составе содержатся такие ядовитые вещества, как окись углерода, аммиак, цианистые соединения и сероводород. Кроме того, наличие паров каменноугольной смолы, сероводорода, цианистых соединений, нафталина,



бензола, фенолов, аммиака в конденсате еще более повышает токсические свойства коксового газа. Последние вещества раздражающе действуют на слизистую оболочку глаз, органов дыхания, на кожный покров человека, иногда вызывая серьёзные кожные заболевания.

## **4.2.Свойства основных вредных и опасных производственных агентов и методы безопасной работы с ними**

### 4.2.1Природный газ

Таблица 15. Состав природного газа

Метан (CH <sub>4</sub> )	98,2%
Этан (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0,4%
Пропан (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0,2%
Бутан (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0,9%
Двуокись углерода (CO <sub>2</sub> )	0,1%
Азот (N <sub>2</sub> )	0,2%

Не имеет цвета, запаха, вкуса. Для определения наличия природного газа в воздухе ему придают запах искусственно - добавляют сильно пахнущее вещество - этилмеркаптан (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>SH).

ПДК природного газа 300 мг/м<sup>3</sup>. Природный газ является удушающим. При работе с природным газом следует помнить, что он вытесняет из воздуха кислород и поэтому можно получить удушье. Чтобы этого не произошло, следует применять газозащитную аппаратуру.

### 4.2.2Бензола

Бензол - ароматический углеводород. Бесцветная, ядовитая, со специфическим запахом, огнеопасная, легкоиспаряющаяся жидкость. Удельный вес паров 3,57 кг/м<sup>3</sup>, кипит при 80 °С. Пары бензола взрывоопасны в смеси с воздухом в пределах от 1,5 до 10% (остальное воздух).

Бензол сильный яд и действует на человека отравляюще, при концентрации 100 и более мг/м<sup>3</sup> в течение нескольких минут смертельно.

#### 4.2.3 Фенол (карболовая кислота)

Фенол бесцветное кристаллическое вещество со специфическим запахом. Хорошо растворим в маслах и других органических веществах. Много фенола содержится в коксовом газе и газовом конденсате. Пары фенола - яд, вызывающий общее отравление. При отравлении парами фенола пострадавшему надо обеспечить покой, согревание, давать вдыхать кислород. При попадании на кожу пораженные места следует протереть 10 - 40% этиловым спиртом или растительным маслом.

#### 4.2.4 Нафталин

Представляет собой белое кристаллическое вещество с сильным резким запахом. Почти не растворим в воде. Пары и пыль горючи и в смеси с воздухом взрывоопасны в пределах от 0,5 до 8% паров нафталина в воздухе или от 60 до 400 мг/м<sup>3</sup> пыли нафталина в воздухе. Нафталин весьма летуч, особенно с повышением температуры. Он может без остатка перейти из твердого состояния в парообразное, минуя жидкое.

При вдыхании паров нафталина возможны отравления. При действии паров и пыли нафталина возникает головная боль, тошнота, рвота, раздражение слизистых оболочек дыхательных путей, слезотечение, кашель, поражается нервная система и почки и др. заболевания.

При отравлении парами нафталина пострадавшего надо вынести на свежий воздух, освободить от стесняющей одежды, обеспечить покой и тепло, давать нюхать нашатырный спирт.

#### 4.2.5 Цианистые соединения

Наиболее распространенным цианистым соединением, содержащимся в коксовом газе, является цианистый водород (синильная кислота HCN). В сыром коксовом газе ее может быть от 0,5 до 1,5 г/м<sup>3</sup>.

Синильная кислота - бесцветная, легкоподвижная жидкость с запахом горького миндаля, смешивается в любых соотношениях с водой и другими химическими жидкостями. Смесь паров с воздухом, содержание которых от 6 до 40% HCN могут взорваться. По силе взрыва превосходит тротил. При высоких концентрациях HCN в воздухе почти мгновенно наступает потеря сознания вследствие паралича дыхания, за которым возникает и паралич сердца.

#### 4.2.6 Аммиак

Аммиак бесцветный газ, с резким неприятным запахом. Удельный вес  $0,77 \text{ кг/м}^3$ , то есть легче воздуха. Горит в смеси с воздухом, взрывоопасен в пределах от 16 до 27% газа в воздухе. Аммиак хорошо растворим в воде, поэтому в значительных количествах содержится в газовом конденсате. Аммиак улавливается серной кислотой в сатураторах с получением сульфата аммония (азотное удобрение). Содержание аммиака в неочищенном коксовом газе от 7 до  $10 \text{ г/м}^3$ . Аммиак вызывает поражение дыхательных путей. При работе с аммиаком необходимо пользоваться газозащитной аппаратурой.

#### 4.2.7 Серная кислота

Серная кислота – тяжелая бесцветная маслянистая жидкость. Крайне гигроскопична. Поглощает влагу с выделением большого количества теплоты.

Серная кислота пожаровзрывобезопасна, пары токсичны. Серная кислота по степени воздействия на организм относится ко второму классу опасности. Предельно допустимая концентрация серной кислоты в воздухе рабочей зоны составляет  $1 \text{ мг/м}^3$ . Агрегатное состояние серной кислоты в воздухе рабочей зоны - аэрозоль.

Серная кислота, начиная с  $50^\circ\text{C}$  и выше, дает пары серного ангидрида. Последний с водяными парами воздуха образует белый туман. Пары серной кислоты быстро соединяются с водой, отнимая воду у многих органических

соединений, и некоторые из них обугливаются. Этим и объясняется, что при наличии паров серной кислоты в воздухе у человека происходит раздражение верхних дыхательных путей, особенно слизистой оболочки носа, наблюдаются явления насморка, затрудненного дыхания, жжения в глазах, при более высоких концентрациях могут появиться кровавая мокрота, рвота и т.д. При попадании на кожу вызывает химические ожоги.

При попадании серной кислоты и щелочи на тело человека нужно немедленно промыть пораженный участок большим количеством воды (струей). Необходимо помнить, что гашеная известь является щелочью, поэтому гашение извести и побелочные работы необходимо производить в защитных очках.

Уборка разливов серной кислоты вне помещения производится смыванием водой в ближайший приямок, откуда выкачивается насосом в резервуар. Разливы на территории вне приямков засыпаются негашеной известью для ее нейтрализации.

Уборку разливов в помещении производить с применением шланговых противогазов. Шланговые противогазы находятся в машинном зале.

Рабочий должен производить эти работы в защитных очках, противокислотных или резиновых рукавицах, резиновых сапогах и суконной спецодежде.[20]

#### 4.2.8 Каменноугольная смола

Смола каменноугольная обладает токсичными свойствами, канцерогенна. По степени опасности в соответствии с ГОСТ 12.1.005 относится ко второму классу. При систематическом воздействии паров смолы или длительном контакте с жидким продуктом могут возникать отравления, раздражение кожных покровов, слизистых оболочек глаз и верхних дыхательных путей, легких, печени. Признаки отравления – головная боль, головокружение, тошнота, рвота, потеря сознания, судороги. В случае

отравления пострадавшего вывести на свежий воздух, освободить от стесняющей одежды, обеспечить покой, тепло, дать крепкий сладкий чай. При попадании капель смолы в глаза произвести промывание глаз водой.

При дерматитах и экземах необходимо прекратить соприкосновение с каменноугольной смолой и обратиться к врачу. В острый период воспаления кожи пораженный участок смазать 2% раствором борной кислоты.

При потере сознания применять нашатырный спирт, в случае отсутствия дыхания – искусственное дыхание методом «рот в рот» и сообщить в медпункт. Меры предупреждения заболеваний: индивидуальная защита, предварительные и периодические медицинские осмотры, молоко.

Таблица 16. Предельно допустимые концентрации паров компонентов каменноугольной смолы в воздухе рабочей зоны.

Антрацен	0,1 мг/м <sup>3</sup>
Фенол	0,3 мг/м <sup>3</sup>
Фенантрен	0,8 мг/м <sup>3</sup>
Пиридин	5,0 мг/м <sup>3</sup>
Нафталин	20,0 мг/м <sup>3</sup>

Токсичными компонентами с однонаправленным действием для смолы каменноугольной являются фенолы и нафталин. Тушить смолу следует распыленной водой, углекислым газом, паром.

## 5.ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Коллекторная система ЦПСиППК. Расчет платы за негативное воздействие.

	Выбросы.	Норматив платы на 2019г, руб./тонну	Коэф., учит. инфл. 2019г	Сумма платы (руб)
<b>Цех переработки смолы и производства пекового кокса</b>	т/год	ПДВ по ПП 913 от 13.09.16.		ПДВ
Аммиак	0,052934	138,8	1,04	7,64
Бензол	0,11519	56,1	1,04	6,72
Гидроксibenзол (Фенол)	0,015783	1823,6	1,04	29,93
Дигидросульфид (Сероводород)	0,002959	686,2	1,04	2,11
Нафталин	1,887418	1823,6	1,04	3 579,57
ИТОГО	2,07			3 625,98

## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

По результатам проведенных расчетов в выпускной квалификационной работе, были сделаны следующие выводы:

1. Отработана методика расчета количества и состава паровоздушных выбросов из воздушных резервуаров на коксохимическом производстве по складу масел.
2. По методике были рассчитаны максимальные расходы паровоздушных выбросов, при которых срабатывают дыхательные клапаны для ёмкости.
3. Определено суммарное количество паровоздушных выбросов.
4. На основе полученных данных, был рассчитан диаметр трубопровода, произведен оценочный расчет изначального давления в трубопроводе, необходимый для отвода паровоздушных выбросов по отделению пекоподготовки.
5. Произведен расчет платы за негативное воздействие коллекторной системы ЦПСиППК.

## БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Агаев И.А. Стратегия устойчивого развития и экологические издержки ее реализации: дис. канд. эконом. Наук. – Челябинск. – С.28-39.
2. Комплексный доклад о состоянии окружающей среды Челябинской области в 2014 году / М-во экол. Челяб. Обл. – Челябинск: [б. и.], 2015. - / [под общ. ред. И.А.Гладковой]. – 246 с.: ил.
3. [https://ru.wikipedia.org/wiki/%D0%AD%D0%BA%D0%BE%D0%BB%D0%BE%D0%B3%D0%B8%D1%8F\\_%D0%A7%D0%B5%D0%BB%D1%8F%D0%B1%D0%B8%D0%BD%D1%81%D0%BA%D0%B0](https://ru.wikipedia.org/wiki/%D0%AD%D0%BA%D0%BE%D0%BB%D0%BE%D0%B3%D0%B8%D1%8F_%D0%A7%D0%B5%D0%BB%D1%8F%D0%B1%D0%B8%D0%BD%D1%81%D0%BA%D0%B0)
4. Лейбович, Р.Е. Технология коксохимического производства / Р.Е. Лейбович, Е. И. Яковлева, А.Б. Филатова. – М.: Металлургия, 1982. – 360 с.
5. Власов, Г.А. Системный анализ коксохимического производства / Г.А. Власов, В.И. Саранчук. – Д.:Східнийвидавничийдім, 2002. – 296 с.
6. Справочник коксохимика: в 6 т. Улавливание и переработка химических продуктов коксования / под общ. ред. Е.Т. Ковалева. – Харьков: Изд-во ИНЖЭК, 2009. – Т. 3: – 432 с.
7. Белоножко, А. М. Новые производства и продукты в коксохимической промышленности. – М.: Металлургия, 1977. – 255 с.
8. Технология твердых горючих ископаемых / под ред. Г.Н. Макарова, Г.Д. Харламповича. – М.: Химия, 1986. – 493 с.
9. Горелова, О.М. Исследования по созданию экологичной технологии переработки нафталиновой фракции на предприятиях коксохимии / О.М. Горелова, М.Ю. Григорьева // Ползуновский вестник. – 2013. – №1. – С. 276–278.
10. Романова, Н.А. Выделение нафталина из остатков каменноугольной смолы методом сверхчеткой ректификации / Н.А. Романова, А.С.



- Хрекин, В.С. Леонтьев // Международный научно-исследовательский журнал. – 2017. – Т. 57, № 3. – С. 80–85.
- 11.Брон, А.Я. Переработка каменноугольной смолы / А.Я. Брон. – М.: Metallurgia, 1963. – 184 с.
- 12.Химические вещества из угля / под ред. Ю. Фальбе. – М.: Химия, 1980. – 611 с.
- 13.Чистяков, А. Н. Химия и технология переработки каменноугольных смол / А.Н. Чистяков // Челябинск: Metallurgia. – 1990. – Т. 234. – С. 3.
- 14.Белоножко, А. М. Новые производства и продукты в коксохимической промышленности. – М.: Metallurgia, 1977. – 255 с.
- 15.Магарил, Р.З. Образование углерода при термических превращениях индивидуальных углеводородов и нефтепродуктов / Р.З. Магарил. – М.: Химия, 1973. – 143 с.
- 16.Привалов, В.Е. Каменноугольный пек / В.Е. Привалов, М.А. Степаненко. – М.: Metallurgia, 1981. – 207 с.
- 17.Петлюк, Ф.Б. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет / Ф.Б. Петлюк, Л.А. Серафимов. – М.: Химия, 1983. – 304 с.
- 18.Водяник, В.П. Предохранительные устройства для защиты химического оборудования. Справочное пособие – М.: Химия, 1975.
- 19.Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М: Химия, 1976. – 549.
- 20.Горелова, О.М. Исследования по созданию экологичной технологии переработки нафталиновой фракции на предприятиях коксохимии / О.М. Горелова, М.Ю. Григорьева // Ползуновский вестник. – 2013. – №1. – С. 276–278.