**Министерство Российской Федерации по делам**

**гражданской обороны, чрезвычайным ситуациям и ликвидации последствий стихийных бедствий**

Уральский институт Государственной противопожарной службы

Кафедра: Пожарной профилактики

Предмет: Пожарная безопасность технологических процессов.

### Курсовой проект

Тема: «Пожарная безопасность установки первичной перегонки нефти (помещение насосной станции сырьевых насосов)»

 **Вариант № 044**

 Выполнил: слушатель 5-го курса

**Екатеринбург**

**2007**

**Содержание:**

 Введение.

1. Краткое описание технологического процесса
2. Анализ пожаровзрывоопасных свойств веществ обращающихся в производстве
3. Оценка пожаровзрывоопасности среды внутри аппарата при их нормальной работе
4. Пожаровзрывоопасность аппаратов, при эксплуатации которых возможен выход горючих веществ наружу без повреждения их конструкций
5. Анализ причин повреждения аппаратов и трубопроводов, разработка необходимых средств защиты
6. Анализ возможности появления характерных технологических источников зажигания
7. Возможные пути распространения пожара
8. Расчет категории производственного помещения по взрывоопасной и пожарной опасности
9. Пожарно-профилактические мероприятия. Вопросы экологии.
10. Выводы.
11. Литература

#  Введение

Огромное влияние на экономику нашей страны оказывает нефтяная индустрия. Роль нефти и продуктов ее переработки для народного хозяйства чрезвычайно велика. Из нефти получают бензин, керосин, реактивные дизельные и котельные топлива, сжиженные газы и сырье для химических производств. Без продуктов переработки нефти немыслимы работа энергетики, транспорта, строительство зданий и дорог, производство резины и многих химических продуктов. Поэтому важнейшие полезные ископаемые – нефть и газ требуют к себе самого бережного отношения.

За последние годы произошли крупные изменения в технологии переработки нефти. Появилось новое, более совершенное и высоко производительное обору­дование. Все более широко вводятся в технологию каталитические процессы с глубокими химическими превращениями сырья. Возрастают мощности единичных производственных агрегатов. Широко используется комбинирование техно­логических процессов в одной установке, что значительно увеличивает пожаров­зрывоопасность технологических процессов.

Оценка пожаровзрывоопасности производственных объектов необходима для решения вопросов их безопасности и приведения в соответствие с фактическим и требуемым уровнями взрывопожарной безопасности с целью снижения пожаров и приносимого ими ущерба. Для профилактики аварийных ситуаций необходимо прогнозирование, позволяющее выявить места возможных аварий на объекте и разработать мероприятия по снижению негативных последствий.

Верный выбор категории взрывоопасности позволяет установить оптимальные соотношения между безопасностью производства и размером капитальных затрат на его проектирование и дальнейшую эксплуатацию.

Таким образом, в соответствии с категорией взрывоопасности, определяются нормативные противопожарные и технологические требования к аппаратурному снабжению, системам контроля, управления и автоматической противоаварийной защиты и т.д.

Поэтому правильность выбора категории взрывоопасности технологических объектов является одним из основных вопросов решаемых государственными надзорными органами и администрацией объекта и влияет на качество предлагае­мых мероприятий по всем направлениям профилактической работы на предприятии.

Тем самым, целью данного курсового проекта является анализ пожарной опасности веществ и материалов, применяемых в технологическом процессе первичной перегонки нефти, выполнение категорирования взрывоопасности уста­новки с целью разработки мероприятий по повышению пожарной безопасности технологического процесса.

1. **Краткое описание технологического процесса**

 **Установка первичной перегонки нефти (АТ)**

Установка АТ (атмосферная трубчатка) предназначена для перегонки нефти до
мазута. Сырьё, поступающее на установку, т.е. сырая нефть, представляет сложный
раствор взаиморастворимых углеводородов различного молекулярного веса
(жидких, твердых и газообразных) с примесями различных солей и воды. От
избыточного содержания солей и воды нефть очищается перед началом процесса
перегонки.

Разнообразие углеводородов, входящих в состав нефти, и их различные
температуры кипения дают возможность получать из нефти фракции с различными
интервалами температур кипения - от наиболее легких фракций до тяжелых. На
установках АТ, осуществляя совокупность ряда физических процессов (нагревание,
испарение, конденсация), из сырой нефти получают бензины, керосины, дизельное
топливо и в остатке- мазут.

Рис. 1. Процесс первичной перегонки нефти:

а - принципиальная технологическая схема;

Принципиальная технологическая схема установки первичной перегонки нефти(АТ)



Рис. 1. Процесс первичной перегонки нефти:
б - план установки

Сырая нефть, очищенная от солей и воды, хранится на сырьевом складе в резервуарах. Из сырьевых резервуаров нефть забирается насосом и подается на установку для ее перегонки. Поступая на установку, нефть прежде всего подогревается до температуры 100-120 °С в теплообменниках-подогревателях. Подогрев нефти ведется за счет использования теплоты конечного продукта перегонки мазута, который при выходе из низа ректификационной колонны имеет температуру до 350 *"С.*

От подогретой до 100-120 "С сырой нефти уже можно отделить наиболее легкие пары - пары бензина и растворенные в нефти газы. Для этого нефть из теплообменников подают в предварительный испаритель. Предварительный испаритель - это вертикальная колонна с тарелками. При движении нефти по тарелкам колонны сверху вниз из нее отделяются пары легкого бензина и по трубопроводу подаются в основную ректификационную колонну. В нижней части колонны скапливается отбензиненная нефть, которая забирается горячим песком и под давлением до 1,6 МПа подается для основного подогрева в змеевик-трубчатых печей.

За счет тепла сжигаемого топлива нефть в трубчатой печи нагревается до температуры кипения мазута и поступает по линии на ректификацию (разделение) в основную ректификационную колонну. "Гак как давление в колонне небольшое (немного выше атмосферного), то на линии имеется редуктор для снижения давления нефти, выходящей из трубчатой печи, до требуемой величины.

Ректификационная колонна представляет собой высокий вертикальный
цилиндрический аппарат с тарелками. Нижняя часть колонны подогревается
острым перегретым водяным паром, подаваемым по линии. Верхняя часть
колонны питается орошением бензином, подаваемым по линии.

Поступающая в колонну нефть за счет взаимодействия жидкой фазы, движущейся по тарелкам сверху вниз, с паровой фазой, движущейся по колонне.

Фракция тракторного керосина отводится из колонны в холодильник и в охлажденном виде насосом по линии подается в товарный парк.

Фракция дизельного топлива отводится из колонны в холодильник и, охлажденная, по линии подается в резервуар товарного парка.

Остаток от перегонки нефти горячий мазут из нижней части ректификационной колонны прокачивается через подогреватели теплообменники для подогрева сырой нефти. Затем мазут для окончательного охлаждения проходит холодильник и насосом по линии подается в резервуары с мазутом.

Все аппараты, кроме насосов, расположены на открытых площадках. Насосы размещены в насосной станции. План и продольный разрез установки показаны на *рис. 1.*

**2.Анализ пожаровзрывоопасных свойств веществ обращающихся в производстве**

В технологическом процессе принимают участие разнообразные легковоспламеняющиеся и горючие жидкости, газы в холодном и нагретом состоянии при давлении до 1,8 МПа. Рассмотрим ниже пожароопасные свойства основных веществ, обращающихся в процессе.

* **Нефть** – легковоспламеняющаяся жидкость темно-бурого цвета, представляющая собой смесь углеводородов. Плотность 840-880 кг/м3 ,температура вспышки tвсп=-350С, температура самовоспламенения tс=3200С, температурные пределы воспламенения нижний – 210С, верхний - 80С, скорость выгорания 9-12 см/ч, скорость прогрева слоя и его нарастания 24-36 см/ч, температура пламени 11000С, температура прогретого слоя 130-1600С.
* **Бензин** – бесцветная легковоспламеняющаяся жидкость представляющая собой смесь легких углеводородов. Плотность 730 кг/м3 температура вспышки *tвсп*=-360С, *tc*=3000C, область воспламенения 0,9-7,5 объемных, температурные пределы воспламенения нижний -360С, верхний -70С, скорость нарастания прогретого слоя 70см/ч, температура прогретого слоя 80-1000С, скорость выгорания 20-30 см/ч, температура пламени 12000С.
* **Топливо ТС-1** – легковоспламеняющаяся жидкость, используемая для реактивных двигателей. Плотность 775 кг/м3, *tвсп*=280С , *tс*=2200С, область воспламенения паров 1,4-7,5% объемных, температурные пределы воспламенения паров нижний 200С, верхний 570С, скорость выгорания 1,7 мм/мин.
* **Дизельное топливо** (зимнее) – горючая жидкость. Плотность 836 кг/м3*, tвсп*=680С, *tс*=2400С, температурные пределы воспламенения нижний 690°С, верхний 1190С.
* **Мазут** - горючая жидкость. Плотность 890-995 кг/м3, скорость выгорания 6 см/ч, скорость нарастания прогретого слоя 24-42 см/ч, температура прогретого слоя 230-3000С, температура пламени 10000С, *tвсп*= 1400С, *tс* = 3800С, температурные пределы воспламенения нижний 1380С, верхний 1450С.

Из анализа пожароопасных свойств веществ видно, что в данном производстве применяются вещества, которые могут образовать горючую среду в аппаратах, в помещениях насосных и на территории установки.

# 3. Оценка пожаровзрывоопасности среды внутри аппаратов при их нормальной работе

Внутри технологического оборудования при нормальных условиях для образования взрывоопасных концентраций должны выполняться два условия:

1. наличие паровоздушного пространства;
2. наличие жидкости при температуре, лежащей в интервале температурных пределов воспламенения (3.1).

*tнвп* – 100С *≤ tраб ≤ tвпв+*100С*,* (3.1)

где *tраб –* рабочая температура жидкости в аппарате, 0С,

 *tнпв, tвпв* – соответственно нижний и верхний пределы воспламенения жидкости с запасом надежности 100С.

Для проверки условий образования взрывоопасных концентраций в аппаратах составляем таблицу 2.1.

Таблица 2.1

Оценка пожаровзрывоопасности среды внутри аппаратов

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Наименование аппарата и вид жидкости | Наличие паровоздушного пространства | Рабочая температураоС | Температурные пределы воспламенения  | Заключение |
| *tн*-10 оС | *tв*+10 оС |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| Резервуар с нефтью  | есть | 25 | -31 | +2 | Взрывоопасная концентрация образуется  |
| Трубчатые печи, нефть  | нет | 345 | -31 | +2 | Взрывоопасная концентрация не образуется  |
| Насосы горячие | нет | 25 | -31 | +3 | Взрывоопасная концентрация не образуется |
| Насос ДТ | нет | 30 | 680 | 129 | Взрывоопасная концентрация не образуется |
| Холодильник-конденсатор (бензин) | нет | 30 | -46 | +3 | Взрывоопасная концентрация не образуется |
| Холодильник ТС | нет | 30 | 10 | 67 | Взрывоопасная концентрация не образуется |
| Холодильник ДТ | нет | 40 | 680 | 129 | Взрывоопасная концентрация не образуется |
| Холодильник мазута | нет | 40 | 128 | 155 | Взрывоопасная концентрация не образуется |
| Газосепаратор | есть | 30 | -46 | +3 | Взрывоопасная концентрация образуется |
| Ректификационная колонна | нет | 100-350 | -46 | +3 | Взрывоопасная концентрация образуется |

Из проведенного анализа делаем вывод, что при нормальном режиме работы в аппаратах: резервуар с нефтью, предварительный испаритель, газосепаратор данного производства есть взрывоопасные концентрации, так как имеется паровоздушное пространство или температурный режим выше верхнего предела воспламенения с учетом коэффициента надежности.

# 4. Пожаровзрывоопасность аппаратов, при эксплуатации которых возможен выход горючих веществ наружу без повреждения их конструкций.

Взрывопожароопасные концентрации образуются при остановке работы аппаратов или трубопроводов в результате неполного удаления жидкостей, паров или газов из внутреннего объема системы, а при пуске аппаратов и трубопроводов - в результате недостаточного удаления воздуха.

Непосредственными причинами образования взрывоопасных концентраций при остановке аппаратов являются:

-неполное удаление из аппарата огнеопасных жидкостей. Если в резервуаре осталась горючая жидкость, то удалить ее последующей продувкой очень сложно;

-недостаточная продувка водяным паром или инертным газом внутреннего пространства аппаратов и трубопроводов от оставшихся жидкостей и паров;

-негерметичное отключение от подлежащих остановке аппаратов соединенных с ними трубопроводов с огнеопасными жидкостями или газами.

Просачиваясь через негерметичные задвижки, пары жидкостей постепенно накаливаясь, могут образовать взрывоопасные концентрации даже в полностью опорожненных и правильно продутых аппаратах и трубопроводах.

**Нефть** – легковоспламеняющаяся жидкость темно-бурого цвета, представляющая собой смесь углеводородов. Плотность 840-880 кг/м3 ,температура вспышки tвсп=-350С, температура самовоспламенения tс=3200С, температурные пределы воспламенения нижний – 210С, верхний - 80С, скорость выгорания 9-12 см/ч, скорость прогрева слоя и его нарастания 24-36 см/ч, температура пламени 11000С, температура прогретого слоя 130-1600С.

Оценку пожаровзрывоопасности среды внутри технологического оборудования производят согласно ГОСТ 12.1.044-89 . Для того чтобы среда внутри резервуара была горючая необходимо соблюдение следующего условия:

 ,

 где:  % и  %.

где ϕн,в – нижний и верхний концентрационные пределы распространения пламени и равны для нефти соответственно 0,9-5,36%(Правдинская спр. Баратова табл. 5.46). Рабочая температура 25°С,



.

Тогда



.

ϕs – концентрация насыщенных паров, которая приблизительно равна рабочей концентрации в резервуаре ϕр, т.е.

,

где: *Рр* – рабочее давление в аппарате 1 . 105 Па (по условию); *Рs* – давление насыщенных паров, определяется по формуле:

170,2 кПа.

Следовательно,



Отсюда делаем вывод, условие 0,9 < 1,67 < 5,36 соблюдается, следовательно, среда в аппарате пожаровзрывоопасная.

При нормальной работе хранилищ нефти возможен выход горючих паров в случае нагрева при изменении температуры окружающего воздуха. В этом случае имеет место «малое» дыхание. При «малом» дыхании количество выходящих паров определяют место по следующей формуле:



где Gм – масса горючих паров, вышедших из емкости, кг; Vсв – величина свободного объема, м3; Рр – рабочее давление, Па; Т1 – начальная температура, К; Т2 – конечная температура, К; ϕ1 – начальная концентрация насыщенных паров, об. доля (%); ϕ2 – конечная концентрация насыщенных паров, об. доля (%); ϕср – средняя концентрация насыщенных паров, об. доля (%); М – молярная масса, кг . моль-1.

Отсюда объем взрывоопасной смеси



ϕнг,без – безопасная концентрация паров, кг . м-3.

Безопасную концентрацию горючих паров определяем по уравнению:



где: ϕнг, без. – безопасная концентрация паров, об. доля (%); Vt= 22,413 м3 . кмоль-1 – объем, занимаемый 1 кмоль паров.

Безопасную концентрацию горючих паров определяем по уравнению:

ϕнг, без= 0,9 (ϕн- 0,7R)

где: ϕн – нижний концентрационный предел распространения пламени, %; R = 0,3 – воспроизводимость метода определения показателя пожарной опасности.

Затем принимаем взрывоопасную зону цилиндрической формы, где высота равна диаметру. Диаметр зоны взрывоопасных концентраций определяем по формуле:



Определим объем взрывоопасной зоны при наиболее опасном случае выхода паров нефти при следующих исходных данных:

* начальная температура 25°С
* конечная температура 40°С

Определяем давление насыщенных паров при начальной и конечной температуре:

 РН1= 170,2 кПа.

РН2= 252.3 кПа.

Определяем рабочую концентрацию паров нефтепродуктов при начальной и конечной температурах:

ϕР 1= 1,702/ 101,325 . 100= 1,679 об. доля.

ϕР 2= 2,523/ 101,325 . 100= 2.49 об.доля.

Определим среднюю рабочую концентрацию:

ϕср=  об. доля.

Определяем массу горючих паров вышедших из резервуаров при «малом» дыхании:

GМ= 

Определим безопасную концентрацию горючих паров:

ϕг.без.= 0,9 (0,9-0,7 . 0,3)= 0,621 %.

Определим безопасную концентрацию горючих паров в объемных долях:

ϕнг, без.= кг . м-3;

Vв.з=.

Диаметр взрывоопасной зоны:

м.

Следовательно, радиус взрывоопасной зоны составляет 14,7м.

Произведу оценку выхода паров нефти при «большом» дыхании.

При «большом» дыхании количество выходящих паров определяют по следующей формуле:



где Gб – масса горючих паров, вышедших из емкости, кг; ΔV – изменение объема, м3; Рр – рабочее давление, Па; Тр – рабочая температура, К; ϕs – концентрация насыщенных паров при рабочей температуре, об. доля; М – молярная масса, кг моль-1.

Объем взрывоопасной зоны определяем по уравнению:

Vвз=

ϕнг,без – безопасная концентрация паров, кг м3.

Безопасную концентрацию горючих паров определяем по уравнению:



где: ϕнг,без – безопасная концентрация паров, об. доля; Vt= 22.413 м3 кмоль-1 – объем, занимаемый 1 кмоль паров.

Безопасную концентрацию горючих паров определяем по уравнению:

ϕнг,без= 0,9 (ϕн – 0,7R)

где: ϕн – нижний концентрационный предел распространения пламени, %; R=0,3 – воспроизводимость метода определения показателя пожарной опасности.

Затем принимаем взрывоопасную зону цилиндрической формы, где высота равна диаметру. Диаметр зоны взрывоопасных концентраций определяем по формуле:



Определяю объем взрывоопасной зоны при наиболее опасном случае выхода паров нефти.

 При следующих исходных данных:

* температура окружающего воздуха 40°С;
* величина нижнего концентрационного предела распространения пламени 0,9%;
* объем, заполняемый нефтью 2000 м3 (степень заполнения 0,9);
* Молярная масса нефти – 121 . кмоль-1;

Определяем безопасную концентрацию горючих паров:

ϕг, без= 0,9 (0,9 – 0,7 . 0,3)= 0,621%;

Безопасная концентрация (массовая) горючих паров:

ϕнг,без= .

Масса вышедших паров:

Gб= 

Объем взрывоопасной зоны:

Vвз= 

Диаметр взрывоопасной зоны:



Следовательно, радиус взрывоопасной зоны составляет 24,5м.

**5. Анализ причин повреждения аппаратов и трубопроводов, разработка необходимых средств защиты**

 Самую большую опасность для производства представляют повреждения и аварии технологического оборудования и трубопроводов, в результате которых значительное количество горючих веществ выходит наружу, вызывая опасное скопление паров жидкости, загазованность открытых территорий, разлив жидкости на большие площади.

Аварии при эксплуатации технологического оборудования возникает в результате механических, химических и электрических воздействий. К механическим воздействиям можно отнести: сверхрасчетные давления, возникающие при нарушении материального баланса и режима работы насоса, повышение сверхрасчетной температуры, накипи на отводящих трубопроводах, уменьшающих их сечение, гидравлические удары, вибрации, температурные перенапряжения.

Химическая коррозия происходит за счет воздействия кислорода воздуха и сероводорода, содержащегося в сырой нефти. От кислородной коррозии происходит образование ржавчины

*4Fe + 3O2→2Fe2O3*

Окисел *Fe2O3* не обладает механической прочностью и легко отслаивается от металла. Сероводород при температуре310оС и выше разлагается, в результате чего происходит процесс диссоциации сероводорода с образованием элементарной серы и взаимодействия ее с металлом, например:

*H2S→H2+S* (термическая диссоциация)

*2H2S+O2→2H2O+2S* (окисление)

*Fe+S→FeS* (коррозия)

Сернистые соединения представляют собой пористые вещества, не обладающие большой механической прочностью, и легко отслаиваются от железа. Разрушение материала стенок трубопроводов и аппаратов образуется и за счет электрохимической коррозии, наиболее часто встречающийся. Одной из разновидности, которой является атмосферная коррозия. В присутствии влаги на поверхностях трубопроводов и аппаратов образуется тонкая пленка с растворенными в ней воздухом и примесями, присутствующими в атмосфере. Эта пленка влаги и является электролитом. В результате электрохимического воздействия электролита на металл происходит растворение последнего, что приводит к утоньшению металла и снижению его механической прочности. Проведем несколько проверочных расчетов на возможность разрушения аппаратов или трубопроводов.

# 5.1. Расчет на прочность трубопроводов при гидравлическом ударе

Определим силу гидроудара при закрытии задвижки в стальном трубопроводе *d* 400 мм и толщиной стенки 5 мм.

По трубопроводу протекает нефть со скоростью 1,2 м/с и объемным весом 860 кг/м3

Для определения приращения давления в трубопроводе воспользуемся формулой Н.Е. Жуковского [3]:

,

где: – плотность жидкости, кг/м3;

 – уменьшение скорости движения при торможении струи м/с;

*v* – скорость распространения ударной волны м/с/

**,

где: *Еж* – модуль упругости жидкости, Па;

 *Е* – модуль упругости материала трубопровода, Па;

 *d* – внутренний диаметр трубопровода, м;

– толщина стенки трубы.

.

.

Приращение давления на 0,484 МПа сверх нормы может привести к повреждению трубопровода и истечению нефти.

**Определим общее количество нефти, выходящей при полном разрушении резервуара, при подаче ее по двум трубопроводам, а также количество испарившейся нефти и объём, в котором при этом может образоваться горючая концентрация.**

 Объём резервуара *V* = 2000 м3, степень заполнения *Е* = 0,9, температура 25°С, диаметр трубопроводов *Dтр* = 100 мм, расход насосов *q1=*2,5 м3 . ч-1, *q*2 = 0,5 м3 . ч-1. Время отключения трубопроводов принимается равным 120 с, время испарения разлившейся жидкости 1 ч, расстояние от аппарата до задвижек на трубопроводах 10 м; 1 л горючей жидкости разливается на 1 м2. Нефть находится в аппарате при атмосферном давлении.

1. Количество горючих веществ, выходящих наружу при полном разрушении аппарата, определяют по формуле :

*Gп = Gап + G /тр + G //тр,*

где *Gп* – количество веществ, выходящих из системы при полном разрушении аппарата, кг; *Gап* – количество веществ, выходящих из разрушенного аппарата, кг; *G /тр*, *G //тр* – количество веществ, выходящих из трубопроводов (соответственно) до момента отключения и после закрытия задвижек или других запорных устройств, кг.

1. Для аппаратов с жидкостями определяется по формуле :

*GП,Ж = (VАП . Е +* ∑*qi,H τ +* ∑ *Li,тр . fi,тр)ρt,ж*;

где Vап – внутренний объём аппарата 2000 м3 (по условию); *Е* = 0,9 – степень заполнения аппарата (по условию); *qi,H* – расходы насосов *q1 =* 2,5 м3 . ч-1, *q*2 = 0,5 м3 . ч-1 (по условию); *Li,тр, fi,тр* – соответственно длина 10 м (по условию) и сечение участков трубопровода (м2) (от аварийного аппарата до запорного устройства), из которого происходит истечение жидкости; *ρt,ж* – плотность жидкости 840 кг . м-3 ; τ - время отключения трубопроводов 120 с = 0,033 ч (по условию).

*GП,Ж =* (2000 . 0,9 + 2,5 . 0,033 + 0,5 . 0,033 + 10 . 0,00785) . 840 = 1512149 кг.

Здесь  (по условию).

1. Количество испарившейся жидкости определяется по формуле:

m = W FИ τ,

где W – интенсивность испарения кг . с-1 . м-2; FИ – площадь испарения, принимается, что 1 л разливается на 1 м2; τ = 1 ч =3600 с – время испарения .

Интенсивность испарения определяется по формуле :



где η = 1 коэффициент, принимаемый по табл. 3 в зависимости от скорости и температуры воздушного потока над поверхностью испарения; Рн – давление насыщенного пара при расчетной температуре жидкости tр определяемое по справочным данным в соответствии с требованиями п. 1.4. кПа; М = 57 кг/моль молярная масса.

Давление насыщенного пара определяем по формуле :

170,2 кПа.

Определяем интенсивность испарения:

W = 10-6 . 1=187,2 . 10-5 кг . с-1 . м-2.

Определяем объем вылившейся нефти:

 = 1800000 л.

Тогда количество испарившейся жидкости равно:

m = 187,2 . 10-5 . 1800000 . 3600 = 12130560 кг.

Определяем объём взрывоопасной концентрации по формуле:

,

где ϕн,г,без – нижний концентрационный предел воспламенения кг . м-3, определяется по формуле :

,

где Vt – молярный объём паров при рабочих условиях м3 . кмоль-1; определяется по формуле

,

где VO = 22,4135 м3 . кмоль-1 – молярный объём паров при нормальных условиях; Т0 = 273,15К – температура при нормальных физических условиях (t0 = 00C); Тр = 250С – рабочая температура (по условию); Р0 = 101,325 кПа – давление при нормальных условиях; Робщ – общее давление в системе (по условию нефть находится в аппарате при атмосферном давлении 101,325 кПа). Значит:

24,45м3;

Тогда:

 кг . м-3,

Следовательно, объём взрывоопасной концентрации составит:

 м3.

# 6. Анализ характерных технологических источников зажигания

# 6.1. Тепловое проявление механической энергии

При ремонте и эксплуатации технологического оборудования имеет место высечение искр при использовании искрящего инструмента. Размеры искр удара и трения, которые представляет собой раскаленную до свечения частичку металла, обычно не превышающую размера 0,5 мм, а их температура находится в пределах температуры плавления металла. Температура искр, образующихся при соударении металла, способных вступить в химическое взаимодействие друг с другом с выделением значительного количества тепла, и может превышать температуру плавления.

Определим расчетом количество теплоты, отдаваемое каплей металла при искрении пролитого нефтепродукта, на которое она упала:



где: *W* – количество теплоты, Дж;

*Vк* – объем капли, м3;

*ρ* – плотность металла кг/м3;

 *lt* – удельная теплоемкость металла при температуре 0,5*(tп+tсв),* Дж/кгК;

 *tсв* – температура самовоспламенения нефти, оС.

,

где: *dк* – диаметр капли, м.

*VК=0,524 1,25 10-10=6,55 10-11м3*



Из приведенного расчета можно сделать вывод, что энергии данной искры будет недостаточно для воспламенения нефти с большой энергией зажигания

*Wрасч.=0,12Дж<[W=1,3Дж]*

Наиболее опасными по возможности перегрева являются подшипники скольжения сильно нагруженных и высокооборотных валов. К увеличению сил трения, а, следовательно, и количество выделяющегося тепла могут привести нарушение качества смазки рабочих поверхностей, загрязнения, перекосы, перегрузка двигателя насосов и чрезмерная затяжка подшипников.

Рассчитаем температуру подшипника по перекачки бензиновых фракций с подшипниками, диаметр вала 0,45 м. Коэффициент теплообмена между поверхностью подшипника и средой 150 Вт/м2.К, температура окружающей среды 25оС, коэффициент трения 0,15, число оборотов вала 3000 1/мин. сила действующая на подшипник 3000 Н, поверхность подшипника 0,08 м2

Определим мощность сил трения [1], [2].



где: *f* – коэффициент трения;

 *N* – радиальная сила, действующая на подшипник, Н;

 *d* – диаметр шейки вала, м;

 *n* – число оборотов вала, 1/мин.



Определим максимальную температуру корпуса подшипника:



где: *Тп* – максимальная температура подшипника, К;

 *Тв* – температура окружающей среды, К;

 *α* – коэффициент теплообмена между поверхностью подшипника и средой, Вт/м2.К;

 *F* – поверхность корпуса подшипника, м2.



На основании проведенного расчета делаем вывод, что температура подшипника превышает температуру самовоспламенения бензина *tп=5630С>tсв=3000С* следовательно при попадании бензина на поверхность подшипника произойдет его воспламенение. Для исключения перегрева подшипников необходимо осуществлять постоянный контроль установкой термопар с выводом на пульт управления.

**6.2.Открытые источники огня**

Пожары, вызванные открытым огнем довольно частое явление. Это объясняется не только тем, что открытый огонь широко используется для производственных целей, при аварийных и ремонтных работах и поэтому нередко создаются условия для случайного контакта пламени с горючей средой, но и тем, что температура пламени, а также количество выделяющегося при этом тепла достаточно для воспламенения почти всех горючих веществ. Трубчатые печи с огневым обогревом характеризуются наличием горящего топлива, высоко нагретой теплообменной поверхностью и раскаленными конструктивными элементами топки. При сжигании газообразных веществ действительная температура горения колеблется в пределах 1200-14000С, жидкостей 1100-13000С.

При такой температуре аппаратов огневого действия всякие повреждения и аварии смежных аппаратов, сопровождающиеся выходом наружу горючих жидкостей, паров или газов и распространением их в сторону печей, неизбежно приведут к возникновению вспышки и пожару. Для безопасного ведения процесса необходимо предусматривать паровую защиту печей.

Значительную пожарную опасность представляют собой огневые ремонтные и монтажные работы. Пожарная опасность обусловлена не только открытым пламенем, но и наличием раскаленного и расплавленного металла. При газовой сварке температура пламени дуги при использовании угольных электродов составляет 3200-39000С, стальных электродов 2400-26000С. При попадании на горючие материалы искры воспламеняют их.

**6.3. Тепловое проявление химической реакции**

По условиям технологии, находящиеся в ректификационных колоннах, трубчатых печах, насосах, жидкости нагреты до температуры превышающей температуру их самовоспламенения. Появление неплотностей в аппаратах и трубопроводах и соприкосновение с воздухом выходящего наружу продукта, нагретого выше температуры самовоспламенения, сопровождается его загоранием.

Определенную опасность в возникновении загораний и пожаров являются случаи самовозгорания отложений сернистых соединений железа. Окисление сернистых соединений железа начинается с подсыхания поверхности и соприкосновения ее с кислородом воздуха, при этом температура постепенно повышается, появляется голубой дымок, а затем и пламя. В результате этого отложения разогреваются иногда до температуры 600-7000С.

Избежать самовозгорания сернистого железа можно путем химической очистки от сероводорода, поступающих на обработку нефтепроводов и самой нефти.

# 7. Возможные пути распространения пожара

Пожары на нефтеперерабатывающих заводах протекают в сложных условиях с быстрым распространением огня на соседние аппараты и участки, и, зачастую, принимают характер катастрофы с огромным материальным ущербом. Наличие больших объемов легковоспламеняющихся и горючих жидкостей приводит к тому, что пожар на установке может принять значительные размеры. Условиями распространения горения на установке являются: разливы по территории установки горючих и легковоспламеняющихся жидкостей; разветвленная сеть промышленной канализации при неэффективности гидравлических затворов в колодцах; отсутствие аварийных сливов из емкостных аппаратов, линий стравливания газовоздушных смесей из аппаратов; разветвленная сеть трубопроводов при отсутствии на них гидравлических затворов. При пожаре возможен взрыв, так как имеет место образование взрывоопасных концентраций в них. Испарение паров легковоспламеняющихся жидкостей и газов будет создавать газовоздушную смесь, которая при ветреной погоде будет перемещаться к возможному очагу пожара.

# 7.1. Расчет аварийного слива

 Расчет аварийного слива резервуара с нефтью.

Продолжительность аварийного слива нефтепродуктов из емкостей определяется зависимостью

*τслив=τопор.+τо.п.≤[ τслив],*

где: *τслив* – производительность аварийного слива, с;

*τопор* – опорожнения аппарата, с;

*τо.п* –продолжительность операций по приведению системы слива в действие, с;

*[τслив]* – допустимая продолжительность аварийного слива, с.

Резервуар с нефтью - вертикальный цилиндрический аппарат *d=*15,2 м, *Н*=12 м, *V*=2000 м3, степень заполнения *ε*=0,9.

Продолжительность опорожнения емкости определяется по формуле

*τопор* = ,

где: *Н, D* – соответственно высота и диаметр резервуара, м

 *ϕсист*– коэффициент расхода системы

 *ƒвых* – сечение сливного трубопровода на выходе в аварийную емкость, м

 *h* – расстояние (по вертикали) от выпускного отверстия до выходного сечения аварийного трубопровода, м

Определим сечение сливного трубопровода на выходе в аварийную емкость:



где: *d* – диаметр выходного патрубка, м принимаем *d вых* =0,28 м.

.

Расстояние от выпускного отверстия емкости до выходного сечения аварийного трубопровода принимаем *h*=6,5 м. Аварийную емкость необходимо расположить на расстоянии 30 м от аппаратуры наружной установки. Аварийный слив осуществляется самотеком. Вместимость аварийной емкости принимаем 2000 м3. Трубопровод аварийного слива проложим с односторонним уклоном в направлении аварийной емкости. Линия аварийного слива от распространения пламени защищается гидравлическим затвором.

Определим коэффициент расхода системы методом последовательных приближений

,

где: *ξсист* – коэффициент сопротивления системы.

*ξсист=* ,

где:  – коэффициент сопротивлению трения для рассматриваемого участка трубопровода;

 *li, di* – соответственно длина и диаметр рассматриваемого участка трубопровода, м;

  – коэффициент местного сопротивления на рассматриваемом участке системы слива.

Коэффициент *λ* ориентировочно берем из справочной литературы.

*λ=0,0365 для d=280 мм*

*l1+l2=30м d1=d2=280 мм*

По справочным данным находим коэффициент местных сопротивлений:

– прямой ввод в сливной патрубок *ξ1=0,5;*

– внезапное сужение трубы (в месте врезки аварийного трубопровода):



– тройник для прямого потока *ξ=2·0.55=1,1*

– полностью открытая задвижка *ξ=0,15;*

– гидравлический затвор *ξ=1.3;*

– колено аварийного трубопровода *ξ=2·1=2;*

– прямой вход в аварийную емкость *ξ=0,5.*



,

где: , так как диаметр трубопровода одинаков по всей длине.





где: *φоп.* – принимаем равным 60 с.

Допустимая продолжительность аварийного режима не должна превышать:

*[ tсл  ]= 900 с*

Определим продолжительность аварийного слива:

*tсл  = 750 + 60 = 810 с*

при *tсл* = 1524с условия аварийного слива нефти из емкости выполняются:

*tсл  = 810 с < [ tсл  ]=900 с*

Вывод: система аварийного слива нефтепродуктов обеспечит сброс продукта при аварии или пожаре.

#

# 7.2. Расчет огнепреградителя

Огнепреградители должны обеспечить безопасность эксплуатации аппаратов от проникновения источников зажигания, открытого огня.

Определим расчетом необходимый диаметр гасящего отверстия огнепреградителя

,

где: *Ре –* число Пекле, равно 65-80;

*dкр*. – критический диаметр гасящего отверстия огнепреградителя, м;

*λ –* коэффициент теплопроводности горючей смеси, Вт/м К;

*R –* газовая постоянная;

*T* – температура горючей смеси, К;

*ω* –нормальная скорость распространения пламени, м/с;

*Ср–* удельная теплоемкость горючей смеси, кДж/кг К;

*Р* – давление горючей смеси, Па.

Расчет проводим по пропано-воздушной смеси:

,

где: *К*– стехиометрическая концентрация пропана в смеси;

*λг, λв* – коэффициент теплопроводности пропана и воздуха, Вт/м.

Концентрация пропана в стехиометрической смеси пропан-воздух определим из уравнения реакции горения его в воздухе:

*C3H8 + 5O2 + 5 3,76 N2 = 3CO2 + 4H2O + 5 3,76 N2,*

следовательно:

 *объемные доли*

*λг=0,019 Вт(м К)-1*

*λв=0,0244 Вт(м К)-1*

*Ср.г.=1,667 кДж(кг К)-1*

*Ср.в.=1,004 кДж(кг К)-1*

*λ=0,04·0,019+(1–0,04)·0,0244=0,0242 Вм(м·К)-1*

Определим удельную теплоемкость горючей смеси:

*Ср=К·Ср.г.+(1-К)·Ср.в.*

*Ср=0,04·1,667+(1-0,04)·1,004=1,02 кДж(кг·К)-1*



Нормальная скорость горения пропана 0,41 м/с:



Определим диаметр гасящего канала огнепреградителя:

*d=0.5·dкр=0,5·1,2=0,6мм*

Тогда диаметр зерен гравия будет равен:

*dгр=4d*

*dгр=4·0,6=2,4мм*

Высоту насадки гравия принимаем 80 мм.

Определенный расчетом тип огнепреградителя предполагается установить на линиях стравливания газовоздушных смесей из аппаратов.

#

# 8. Определение категории производственного помещения насосной станции сырьевых насосов.

Проведем расчет избыточного давления взрыва для паров легко воспламеняющихся и горючих жидкостей по формуле (4) [19].



где *Н*т *–* теплота сгорания, Дж/ кг;

 *ρв* – плотность воздуха до взрыва при начальной температуре *Т0*, кг/м3;

 *Ср* – теплоемкость воздуха, Дж/кгК (допускается принимать равной 1,01× 103 Дж/кг×К);

 *Т0* – начальная температура воздуха,К

 *Z* – коэффициент участия горючего во взрыве, который может быть рассчитан на основе характера распределения газов и паров в объеме помещения согласно приложению. Допускается принимать значение *Z* по табл. 2;

 *Vсв –* свободный объем помещения, м3,

 *Кн* коэффициент, учитывающий негерметичность помещения и неадиабатичность процесса горения. Допускается принимать *Кн* равным 3.

 *Р*0 – начальное давление, кПа (допускается принимать равным 101 кПа);

 *т –* масса горючего газа (ГГ) или паров легковоспламеняющихся (ЛВЖ) и горючих жидкостей (ГЖ), вышедших в результате расчетной аварии в помещение.

Для расчета примем следующие значения:

*НТ=45000 кДж/кг,*

 *Т=120с,*

 *ρв=1,205 кг/м3,*

 *Ср=1,01 103Дж/кг К,*

 *Z=0,3,*

*Vсв=134м3,*

 *Кн=3,*

 *Р0=101кПа,*

 *Рн=1,64 104Па.*

Определим массу по формуле из [19].



где: *W* – интенсивность испарения, кг/с м2;

 *Fи* – площадь испарения, м2;

площадь испарения при разливе на пол определяется (при отсутствии справочных данных) исходя из расчета, что 1 л смесей и растворов, содержащих 70 % и менее (по массе) растворителей, разливается на площади 0,5 м2, а остальных жидкостей – на 1 м2 пола помещения;

 *Т* – время отключения трубопроводов, с.

В свою очередь интенсивность испарения определяется:



Подставив числовые значения в формулу (8.3) получим:



Определяем по формуле (8.2) массу паров жидкости:



Определим избыточное давление взрыва по формуле (8.1):



**Вывод:** так как максимальное давление взрыва 7,5 превышает допустимую по НПБ105-95, т.е. 5 кПа, то данное помещение относится к категории А.

#

**9. Пожарно-профилактические мероприятия. Вопросы экологии.**

На основании анализа пожарной опасности технологического процесса, с учетом режимов работы технологического оборудования проведем пожарно-профилактические мероприятия.

**Мероприятия.**

|  |  |
| --- | --- |
| Наименование технологического оборудования . | Пожарно-профилактическое мероприятие. |
| 1 | 2 |
| Газосепаратор-контроль за уровнем жидкости в аппарате. -защита от повышенного давления.-контроль за температурой среды в аппаратах.- удаление продукта при аварии. | требуется прибор контроля за уровнем . П.3.7.1.[8]требуется устройство предохранительных клапанов. П.3.7.1.[8]температура не должна превышать 900 С.П.2.5.7[8]требуется устройство аварийных сливов или дренажных емкостей. П.6.43,7.14[6] |
| Теплообменники - защита аппаратов при повышении давления.- приборы контроля за температурой.- защита аппаратов от температурных напряжений.- защита от растекания жидкости при аварии. | требуется устройство предохранительных мембран. [8]требуется контроль за средой аппаратов. П.2.5.8.[8]требуются температурные компенсаторы.П.2.5.8.[8]требуются бортики на расстоянии 1 м от аппаратов h ≥ 0,15 м. П.6.40 [8] |
|  |  |
| Резервуары:- наличие аварийного слива.- защита линий стравливания паров нефтепродуктов.- контроль за уровнем нефтепродуктов. | требуется аварийная емкость объемом не менее 2000 м3. П.6.43.[6]требуются предохранительные клапаны с огнепреградителями. П.4.2.3.[8]оборудуются сигнализаторами верхнего и нижнего уровней. П.4.3.2.[8] |
| Ректификационные колонны:-теплоизоляция колонн-контроль за уровнем нефтепродуктов.-контроль за давлением в колоннах.-контроль за температурой.- удаление избытка паров нефтепродуктов из колонны.- защита отводящих трубопроводов от температурных напряжений. | П.6.47.[6]требуется установка датчиков и вторичных приборов в помещении КИП. П.3.4.2.[8] требуется первичный и вторичный контроль.П.3.4.2.[8]дополнительный контроль при помощи термометров. П.3.4.2.[8]требуется устройство клапанов с выводом на свечу или газосборник. П.3.4.1.[8]требуется устройство температурных компенсаторов. П.4.2.10.[8] |
| Насосы для транспортировки нефтепродуктов- контроль за температурой подшипников- наличие системы охлаждения насосов-уплотнение валов насосов-наличие световой и звуковой сигнализации в горячей насосной -защита от растекания нефтепродуктов в насосных при аварии - защитные боковые ограждения насосных | требуется установка термопар с выводом в помещение КИП. П.4.5.2 [8]требуется охлаждение нагретых частей насосов. П.4.5.5.[8]требуются насосы с торцевым уплотнениемП.6.24 [6]требуется световая или звуковая сигнализация П.4.5.4.[8]требуются бортики по периметру насосных высотой 0.15 м. на расстоянии 1 м. от насоса П.6.40 [6] требуются по условиям естественной вентиляции ограждения не доходящие до пола и перекрытия насосной не менее 0,3 мП.6.23 [6] |

# Выводы

В курсовом проекте на основании противопожарного обследования установки первичной перегонки нефти проведен анализ пожарной опасности технологического процесса.

Выявлены причины образования горючей среды внутри аппаратов, как при нормальном режиме работы, так и при аварийных ситуациях; технологические источники зажигания, пути распространения пожара, произведен расчет категории по взрывопожарной и пожарной опасности помещения насосной.

На основании анализа пожарной опасности технологического процесса, с учетом режимов работы технологического оборудования проведены пожарно-профилактические мероприятия.

1. Насосы по перекачке светлых нефтепродуктов эксплуатируются с сальниковыми уплотнениями.

ПРЕДЛАГАЮ:

- произвести замену насоса марки АХ-20\53-АСД с сальниковым уплотнением на насос 4АХ-4 с торцевым уплотнением вала.

2. Отсутствует контроль за температурой нагрева подшипников насосов вакуумного блока.

ПРЕДЛАГАЮ:

- установить в полости насосов термопары для контроля за температурой подшипников.

3. Для подогрева сырья применяются теплообменники с неподвижными трубками.

ПРЕДЛАГАЮ:

-произвести замену кожухотрубных теплообменников на теплообменники типа 600ТП-25-1 с плавающей головкой.

4. Отсутствует аварийный слив из сборников нефтепродуктов.

ПРЕДЛАГАЮ:

- выполнить аварийный слив из емкостей нефтепродуктов в аварийную емкость с диаметром сливного трубопровода 200 мм.

5. На линиях стравливания паров нефтепродуктов установлены регуляторы давления без огнезадерживающих устройств.

ПРЕДЛАГАЮ:

- установить предохранительные клапаны с огнепреградителями.

# Список литературы

1. Алексеев В.М., Волков О.М., Шатров Н.Ф. Пожарная профилактика технологических процессов производств. М.: ВИПТШ МВД СССР, 1986.

2. Горячев С.А., Клубань В.С. Задачник по курсу «Пожарная профилактика технологических процессов производств». М.: ВИПТШ МВД СССР, 1983.

3. ГОСТ-12.1.0044-89. Пожаровзрывоопасность веществ и материалов.

4. Расчет основных показателей пожаровзрывоопасности веществ и материалов // Руководство. М.: ВНИИПО МВД СССР, 1985.

5. Правила пожарной безопасности в Российской Федерации. ППБ-01-93. М.: Инфра-М, 1994.

6. ГОСТ 12.1.004-91. Пожарная безопасность. Общие требования.

7. ППБ-79 «Правила пожарной безопасности при эксплуатации нефтеперерабатывающих предприятий» М.: 1979.

8. Баратов А.Н., Корольченко А.Я., Кравчук Г.Н. Пожаровзрывоопасность веществ и материалов и средства их тушения. Справочник в двух книгах. М.: Химия, 1990.

9. Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных, химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств. М.: Металлургия,1988.

1. Назаров В.П., Сонечкин В.М. Методические указания к выполнению курсового проекта по дисциплине «Пожарная профилактика технологических процессов» М.: ВИПТШ МВД СССР, 1988.
2. НПБ 105-95 Определение категорий помещений и зданий по взрывопожарной и пожарной опасности. М. 1995.
3. Корнилов А.В. Пожарная безопасность технологических процессов. Методические указания к курсовому проекту и контрольной работе. Иркутск: ВСИ МВД РФ, 1999.