Sillamäele Kesk tn 2d kavandatava nafta jm raske süsivesiniktoorme ümbertöötlemistehase keskkonnamõju hindamine (KeHJS § 26 alusel)

Lisa 1 Tehnoloogilise projekti seletuskiri vene keeles

БАЗОВЫЙ ПРОЕКТ

УСТАНОВКА ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ

МОЩНОСТЬ 1 МЛН.Т.ГОД

(СНПЗ -1000)

г. Силламяэ. Эстония

2014 г.

СОДЕРЖАНИЕ

№ п/п	Наименование разделов	Стр
1.	Введение	5
2.	Привязка технологической установки на генплане завода	7
3.	Основы глубокой переработки нефти	8
4.	Краткое техническое описание технологической установки	9
5.	Характеристики сырья	13
6.	Описание секций интегрированной технологической установки	14
6.1	Секция 100 - обессоливания нефти -ЭЛОН	14
6.2	Секция 200 - фракционирования нефти и стабилизации нафты-АТ	25
6.3	Секция 300 - термического крекинга -ТК	30
6.4	Секция 400 - гидроочистки дизельного и судового топлива -ГО	35
6.5	Секция 500 - производства водорода - Н	59
6.6	Секция 600 - очистки углеводородного газа от сероводорода - ОГ	66
6.7	Секция 700 – производства серы - S	69
6.8	Секция 800 – технологические печи - П	73
7.	Автоматизированная система управления технологическим процессом (АСУТП)	75
8.	Противоаварийная защита (ПАЗ)	77
9.	Параметры контроля и автоматизации	79
10.	Схема обеспечения установки топливом	81
11.	Схема обеспечения установки азотом низкого и высокого давления	82
12.	Освобождение аппаратов и трубопроводов от нефтепродуктов	82
13.	Факельная система	82
14.	Характеристика мероприятий, ограничивающих возможность взрывных явлений в объемах аппаратуры и трубопроводов	84
15.	Безопасная эксплуатация	85
16.	Характеристика противопожарных мероприятий	86

Наименование и условные обозначения технологических потоков

Сокращённое обозначение	Наименование потоков
Н	Нефть сырьевая
М	Мазут
УВГ	Газ углеводородный
Нл	Нафта
Нс	Нафта стабильная
Нт	Нафта тяжёлая
Б	Бензин
С	Сера жидкая дегазированная
ВСГ	Водородсодержащий газ
ДФ	Дизельная фракция
СМТд (DMA)	Судовое топливо дистиллятное
СМТо (RMX)	Судовое топливо остаточное
Г	Газойль
В	Вода
ДЭ	Деэмульгатор
Щ	Щёлочь
ВП	Водяной пар
КВП	Конденсат водяного пара
ИГ	Инертный газ
СВ	Сжатый воздух
H2S	Сероводород
КТ	Котельное топливо
МДЭА	Монодиэтаноламин
НВ	Водород
КВ	Водяной конденсат
ТГ	Топливный газ
Т	Теплоноситель
ФК	Факельный конденсат
Д	Дренаж нефтепродуктов

Условные обозначения оборудования и аппаратов

№ п/п	Условные обозначения	Наименование аппаратов
1	К	Колонна
2	ЭДГ	Электродегидратор
3	ГЦ	Гидроциклон
4	Е	Ёмкость
5	Р	Реактор
6	С	Сепаратор
7	АВО	Аппарат воздушного охлаждения
8	ВИ	Вакуумный испаритель
9	Т	Теплообменник, холодильник
10	Х	Холодильник
11	Н	Насос
12	ПТ	Печь
13	ГК	Компрессор газовый
14	Ф	Фильтр
15	А	Абсорбер
16	СН	Струйный насос
17	ВД	Воздуходувка
18	КС	Конденсатор серы
19	КУ	Котёл утилизатор
20	СМ	Смеситель
21	ДЕ	Дренажная ёмкость
22	ДА	Аварийная ёмкость

Список принятых сокращений

СНПЗ – Силламяйский нефтеперерабатывающий завод

УВГ – Углеводородные газы

ЛВЖ – Легковоспламеняющиеся жидкости

ГЖ – Горючие жидкости

ГГ – Горючие газы

КИПиА – Контрольно-измерительные приборы и аппараты

ГСМ – Горюче-смазочные материалы

СИЗ – Средства индивидуальной защиты

НКПВ – Нижний концентрационный предел взрываемости

ЧС – Чрезвычайная ситуация

1. ВВЕДЕНИЕ

Топливный бизнес в мире остается одним из самых востребованных и нефтеперерабатывающая промышленность играет важнейшую роль в экономике любого государства, являясь крупнейшим источником налоговых и валютных поступлений.

Увеличение грузооборота водным и автомобильным транспортом в 21-м столетии влечёт за собой увеличение потребления судового топлива ежегодно на 2-4%, а дизелизация транспортных средств с более высоким КПД увеличивает спрос на дизельное топливо и потребление его достигло 59% по отношению к бензиновым двигателям. Ёмкость мирового рынка бункеровки сегодня составляет 250 млн. тонн топлива.

Это вызывает существенный сдвиг в структуре спроса на автомобильное дизельное и судовое топливо.

Целью данного проекта является строительство нового нефтеперерабатывающего завода глубокой переработки привозной нефти мощностью 1 млн. тонн в год, создания новых рабочих мест с безопасными условиями труда, обеспечения социальной защиты населения. Создание такого завода позволит решить проблему качества поставляемых нефтепродуктов в данном регионе и обеспечить потребности Силламяйского района в нефтепродуктах. Решением данной задачи является:

- привлечение инвестиций для строительства НПЗ и инвестирования производства;
- ввод в эксплуатацию интегрированной технологической установки непрерывного производства и реализации продуктов нефтепереработки;
- создание новых рабочих мест в регионе;
- социальная защита населения;
- создание здоровых и безопасных условий труда;
- внедрение и использование наиболее прогрессивных и перспективных технологий, аппаратов, применяемых на крупнейших нефтеперерабатывающих предприятиях, и отвечающим мировым стандартам качества.

Целевыми продуктами переработки нефти являются:

1. Прямогонная стабильная нафта, являющаяся компонентом автомобильного бензина и сырьём нефтехимии.
2. Дизельное топливо Евро-5 с содержанием серы до 10 ppm.
3. Дистиллятное судовое моторное топливо с содержанием серы до 0,1%.

4. Остаточное тёмное судовое топливо.
5. Сера гранулированная.

Сопутствующими продуктами являются:

1. Технологический олефинсодержащий газ, используемый, после очистки от сероводорода, на технологические печи собственного производства и на собственном энергоблоке завода.
2. Углеводородный газ для производства водорода в секции 500.
3. Водород, получаемый из заводского технологического углеводородного газа, очищенного от сероводорода.

Поставщиками и изготовителями технологического оборудования на нефтеперерабатывающий завод являются предприятия специализирующиеся на изготовлении высокотехнологического нефтехимического оборудования высокой надёжности по безопасности эксплуатации.

Для реализации настоящего проекта предполагаются выполнение следующих основных работ:

- подготовительные работы;
- земляные работы;
- бетонные и железобетонные работы;
- монтаж металлоконструкций этажерки и эстакад;
- монтаж технологического оборудования и технологических трубопроводов;
- огнезащита стальных конструкций;
- антикоррозионные работы;

Основанием для разработки проекта строительства Силламяйского нефтеперерабатывающего завода является Задание на проектирование, утверждённое руководством Эстонской компании ООО "STK Group OU", Декларация о намерениях строительства и подписанный протокол о намерениях выделения земельного участка под строительство завода в промышленной зоне порта Силламяэ.

2. ПРИВЯЗКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ УСТАНОВКИ НА ГЕНПЛАНЕ ЗАВОДА

Строительство завода по переработке нефти намечено в промышленном районе на земельном участке территории порта Силламяэ Эстонской Республики. В соответствии с генеральным планом завода технологическая установка привязана в западной части завода. С южной стороны она граничит с заводским энергоблоком (титул 04), технологической операторной (титул 34), лабораторией (титул 29), компрессорной воздуха КИП и инертного газа (титул 22). С восточной стороны граничит с сырьевым парком (титул10) и реагентным хозяйством (титул 09). С северной стороны установка граничит с центральной заводской технологической эстакадой, железнодорожными сливо-наливными эстакадами (титул 06,07). С западной стороны установки остаётся резервная зона развития и расширения установки с наращением мощности завода до 2-х миллионов тонн в год. Расстояния между открытой технологической установкой, агрегатами и оборудованием, до указанных объектов, зданий и сооружений принято по нормам технологического проектирования.

По периметру установки предусматриваются пожарные проезды, с отметками на 300 мм выше планировочной отметки земли с двумя выездами с территории завода на западную и восточную стороны

Ко всем зданиям и сооружениям имеются подъезды для пожарных автомобилей.

Ширина проездов на территории завода принимается от 4,5 до 5 метров. Вертикальная планировка площадки технологической установки выполняется с уклоном 0,003 в сторону локальных очистных сооружений завода, расположенных в восточной части предприятия.

На площадке технологической установки предусматривается закрытая сеть промливневой канализации с очисткой стоков на локальных заводских очистных сооружениях.

Все технологические трубопроводы прокладываются в наземном варианте на железобетонных блоках с металлическими траверсами на отметке 500 мм от планировочной отметки земли в непроезжих частях завода, и на отметке 5 метров по отдельным опорам в местах проезда автотранспортных средств.

Расстояния между зданиями, сооружениями и инженерными сетями принято минимально допустимыми с соблюдением всех норм промышленной и пожарной безопасности.

Факельное хозяйство завода (аварийная свеча закрытого типа) размещено в юго-восточной части завода.

3. ОСНОВЫ ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ

Основополагающая идеология технологии состоит в том, что каждая стадия процесса должна обеспечивать требуемые превращения углеводного сырья на этой стадии с учетом его химического состава. Для этого на каждой стадии создаются оптимальные условия технологического решения этой задачи.

При термическом крекинге, как и при любом термическом процессе, преобразование углеводородов исходного сырья происходит в результате последовательно-параллельных реакций, протекающих, главным образом, по радикально-цепному механизму. Протекание реакций термодинамически обусловлено понижением свободной энергии системы при диспропорционировании термолабильных высокомолекулярных углеводородов нефтяного сырья на низкомолекулярные углеводороды газово-дистиллятных продуктов и высокомолекулярные конденсированные углеводороды остаточных продуктов. Первые составляют топливный газ и бензино-дизельные фракции, дистиллятные судовые топлива, вторые – остаточные продукты: остаточные тёмные судовые топлива для малооборотистых двигателей, котельные топлива.

Протекающие процессы являются эндотермическими и требуют подвода значительного количества энергии для создания высоких температур и обеспечения высоких скоростей реакций крекинга. Однако, традиционный подвод требуемого количества тепла в термических печах через стенку аппарата, во-первых, приводит к отложениям кокса на греющих поверхностях, во-вторых, не позволяет избирательно воздействовать на сырье только на определенных стадиях процесса термолиза. При таком нагреве наряду с ускорением процессов деструкции ускоряются и процессы уплотнения, приводящие к коксованию.

По мере повышения глубины превращения в реакционной массе нарастает концентрация продуктов поликонденсации (смол и асфальтенов), жидкая фаза становится агрегативно неустойчивой. Образовавшиеся асфальтены начинают флоккулировать, выделяясь из коллоидного раствора в новую гелеобразную фазу, которая, вследствие высокой адгезионной способности, оседает на внутренних поверхностях аппаратов. Причем, если температура греющей поверхность выше допустимой, выпавшая фаза незамедлительно коксуется. Такие процессы являются нежелательными и существенно ограничивают возможную глубину процессов деструкции в традиционных термических технологиях.

Качественный и количественный состав конечных продуктов термического процесса равно как и в других технологиях, прежде всего, зависит от структурно-группового состава исходного сырья. Проводя процесс термических превращений углеводородов с учетом химических и физико-химических свойств сырья – варьируя температурой, давлением и временем пребывания сырья в реакционной зоне, агрегатное состояние реакционной массы – получаются дополнительные дистиллятные фракции и остаточные продукты желаемого качества и ассортимента.

Согласно принципиальной блочно-поточной схеме процесс предполагает исключение ряда технологических переделов, обязательных в классической топливной схеме переработки нефти. Прямогонный мазут подвергается термолизу с получением дополнительных дистиллятных фракций, а остаточный продукт термолиза доводится до необходимого качества, удовлетворяющих требованиям тёмных топлив для малооборотных судовых двигателей . Количество стадий процесса минимально, полупродукты и остатки отсутствуют.

4. КРАТКОЕ ТЕХНИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ УСТАНОВКИ

Схема переработки нефти на Силламяйском НПЗ, имеющем топливный профиль, определяется требованием обеспечения максимальной глубины переработки нефти с получением минимального количества стабильной нафты, максимального выхода высококачественного автомобильного дизельного топлива, дистиллятного судового топлива, остаточного судового топлива при минимальном объеме капитальных вложений.

С целью достижения указанных требований применяется жесткая интегрированная схема проектирования технологической установки на базе нескольких основных технологических секций, обеспечивающие максимальную глубину переработки нефти, каталитическое облагораживание дистиллятов, обеспечивающей достижение необходимого качества нефтепродуктов, и газоочистки с получением товарной серы. Жёсткая замкнутая и интегрированная схема переработки нефти и очистки углеводородных газов от сероводорода обеспечивает экологическую безопасность производства.

При строительстве предусматривается выделение 2-х пусковых комплексов. Прибыль от реализации продукции, производимой на 1-й очереди строительства, планируется использовать для финансирования строительства 2-й очереди НПЗ, уменьшая тем самым абсолютный размер привлекаемых инвестиций и максимально обеспечивая расчетные экономические показатели проекта.

При дальнейшем развитии и наращении мощностей, с целью повышения доходности НПЗ, возможно доукомплектование его производствами нефтехимического профиля: установками производства оксигенатов, нефтяных растворителей, препаративных форм реагентов.

Установка рассчитана на глубокую переработку 1 млн. тонн в год арабской нефти марки QJ. Строительство планируется осуществить на основе современных инженерных, технологических и аппаратурных решений, а эксплуатацию осуществлять с соблюдением действующих норм экологической и промышленной безопасности с максимальным применением систем автоматизированного управления производством (АСУТП).

Завод будет призводить:

- стабильную нафту;
- автомобильное дизельное топливо Евро-5 с содержанием серы до 10 ppm;
- дистиллятное судовое топливо с содержанием серы до 0,1%;
- технологический газ для собственного энергоблока завода;
- остаточное (тёмное маловязкое) судовое топливо;
- котельное топливо, (дорожные и строительные битумы в зависимости от потребности на рынке);
- элементную гранулированную серу с чистотой до 99,9%;
- электроэнергию и тепло на собственном энергоблоке завода.

Состав технологической установки переработки нефти.

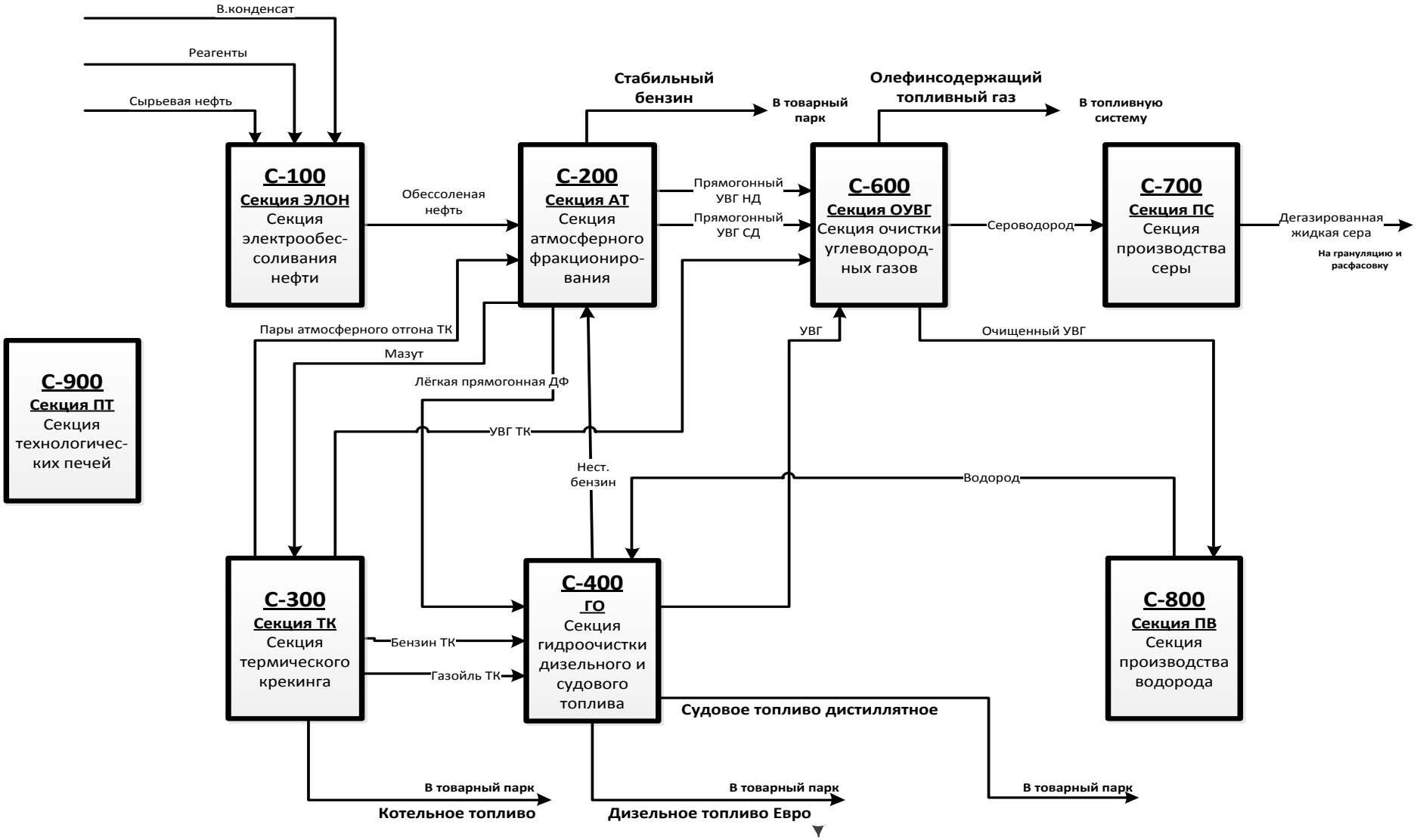
Технологическая установка состоит из основных и вспомогательных технологических секций. Основные секции:

- Секция 100. Электрообессоливание нефти (ЭЛОН).
- Секция 200. Фракционирование нефти со стабилизацией нафты (АТ).
- Секция 300. Термический крекинг (ТК).
- Секция 400. Гидроочистка и стабилизация дизельного и дистиллятного судового моторного топлива (ГО).

Вспомогательные секции:

- Секция 500. Производство водорода (Н).
- Секция 600. Очистки технологических углеводородных газов от сероводорода (ОГ).
- Секция 700. Получение серы (S).
- Секция 800. Технологические печи (П).

Блок-схема переработки нефти на Силламяйском нефтеперерабатывающем заводе



Нефть подогревается продуктами переработки, обезвоживается и обессоливается на секции ЭЛОН и, догреваясь продуктами переработки до 280°С, направляется в отбензинивающую колонну секции фракционирования 200, где выделяется бензиновая фракция НК-160°С, которая после стабилизации является товарным прямогоным бензином и сырьём для нефтехимии. Отбензиненная нефть совместно с парами термолиза направляется в основную атмосферную колонну фракционирования. Тяжелая фракция (> 370°С) из куба колонны направляется на секцию термического крекинга С-300, где по процессу "Замедленная термическая конверсия"®, получаются дистиилятные фракции судового топлива, углеводородные пары, направляемые в секцию С-200, затемненные фракции, которые выводятся как судовое топливо ИФО-380. Из паров термолиза в колонне К-202 выделяется дизельная фракция, которая после гидроочистки и стабилизации в секции С-400, выводится в качестве дизельного топлива Евро-5. Водород получатся на водородной установке из головки стабилизации бензина и избытка углеводородного газа, очищенного от сероводорода. Сероводородсодержащий газ вместе с головкой стабилизации бензина термолиза подвергается очистке в секции сероочистки С-600, получая элементную серу в секции С-700.

5. ХАРАКТЕРИСТИКИ СЫРЬЯ

Сырьё на СНПЗ будет поставляться морскими танкерами по 50 тыс. м3. Реагенты будут поставляться железнодорожным и автомобильным транспортом.

Физико-химические свойства арабской нефти марки QJ-1

№ п/п	Наименование показателей	Значение
1.	Gravity API Плотность, кг/м3	33,5 / 856
2.	Ash Зола, ppm mass	59
3.	Heating Value, Btu/lb Теплота сгорания, кДж/кг	18978
4.	Hydrogen Sulfide Сероводород, ppm	31
5.	Pour Point Температура застывания, °С	-36
6.	Reid Vapor Pressure Давление насыщенных паров, psi	
7.	Salt as NaCI Соль, NaCI, PTB	2

8.	RCR,Wt Массовый процент, %	
9.	Sediment, Water, Vol Осадки+вода, %	0.050
10.	Sulfur, Wt Сера, %	
11.	Nitrogen Азот, ppm mass	
12.	Nikel, Никель, ppm mass	
13.	Vanadium Ванадий, ppm mass	
14.	Sodium Сода, ppm mass	2.56
15.	Viskosity Вязкость кинематическая, SUS @70 °F/cSt	21,1°C/10,77
16.	Viskosity Вязкость кинематическая, SUS @100 °F/ cSt	37,8°C / 5,84
17.	Propane, WT/VOL, %	0,19 / 0,33
18.	Iso Butane, WT/VOL, %	0,15 / 0,23
19.	Normal Butane, WT/VOL, %	0,88 / 1,30
20.	Benzene, WT/VOL, %	0,11 / 0,11
21.	100-200°F/H.K-93°C, WT/VOL, %	6,43 / 8,27
22.	200-340°F/93-171°C, WT/VOL, %	12,67 / 14,61
23.	340-450°F/171-232°C, WT/VOL, %	10,63 / 11,53
24.	450-700°F/232-371°C, WT/VOL, %	24,04 / 24,28
25.	700-800°F/371-427°C, WT/VOL, %	7,90 / 7,53
26.	800-900°F/427-482°C, WT/VOL, %	10,27 / 9,59
27.	900-1050°F/482-566°C, WT/VOL, %	10,60 / 9,62
28.	1050+°F/566>°C, WT/VOL, %	17,46 / 14,57

6. ОПИСАНИЕ СЕКЦИЙ ИНТЕГРИРОВАННОЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ УСТАНОВКИ

6.1. Секция 100 – Обессоливание нефти – ЭЛОН

Назначение секции электрообессоливания

Секция электрообессоливания применяется для обезвоживания и обессоливания нефти. Нефть представляет собой многокомпонентную смесь углеводородов разного строения с различной молекулярной массой и с небольшой примесью неуглеводородных олеофобных и олеофильных соединений (вода, растворенные в ней неорганические соли, твердые соли, механические примеси, свободный сероводород). Олеофобные соединения не растворимы в нефти и находятся в диспергированной фазе в нефти. Эти примеси оказывают коррозионное воздействие на оборудование и трубопроводы. Поэтому перед поступлением на переработку нефть необходимо максимально удалить из нее олеофобные соединения. Присутствие хлоридов, хлорорганических и сернистых соединений в присутствии воды также оказывает сильное коррозионное действие, так как при подогреве нефти происходит гидролиз хлоридов и образуется соляная кислота, оказывающая сильное коррозионное действие на оборудование. Поэтому содержание воды в нефти, поступающей на перегонку, не должно превышать 0,1—0,2 %., и при этом на испарение воды при перегонке затрачивается в восемь раз больше тепла, чем на испарение такого же количества углеводородов нефти. При транспортировании и хранении нефти, содержащей даже небольшое количество воды, образуется смесь водонефтяной эмульсии с механическими примесями, что также осложняет технологию и увеличение расходов на ее переработку.

Вымывание кристаллов солей водой из нефти связано с большими трудностями, так как кристаллы обволакиваются гидрофобной пленкой асфальтенов и смолистых веществ, препятствующих смачиванию их водой. Наибольшие затруднения вызывают гидрокарбонаты кальция и магния, содержащиеся в значительных количествах. Гидрокарбонаты кальция и магния хорошо растворяются в воде (соли временной жесткости воды), но при подогреве выше 60°С они теряют часть диоксида углерода и превращаются в нерастворимые в воде карбонаты, которые выпадают в виде осадка и забивают трубы теплообменников.

При подогреве нефти до 120°С и выше наиболее легко гидролизуются хлориды магния и кальция. Гидролиз хлорида магния идет по следующим уравнениям:

$$MgCl_2 + H_2O \rightarrow MgOHCl + HCl$$

$MgCl_2 + 2\ H_2O \rightarrow Mg(OH)_2 + 2HCl$

Скорость гидролиза сильно увеличивается с повышением температуры. Хлорид магния, содержащийся в нефти, при подогреве до 343°С гидролизуется на 90%.

Особенно сильной хлористоводородной коррозии подвергается конденсационная аппаратура нефтеперегонных установок, где конденсируется вода, в которой растворяется выделившийся хлористый водород с образованием раствора соляной кислоты. По степени гидролиза хлориды можно расположить в следующий ряд:

$FeCl_3$ и $AlCl_3 > MgCl_2 > CaCl_2 > NaCl$

Нафтеновые кислоты и другие вещества, обладающие кислотными свойствами, также ускоряют гидролиз хлоридов. Коррозия, обусловливаемая присутствием сернистых соединений в нефти, значительно уменьшается, если хлориды полностью удалены. Это можно объяснить так называемой сопряженной коррозией HCl и H_2S. Сероводород образует на поверхности металла пленку сульфида железа, не растворимую в воде и защищающую поверхность металла от дальнейшей коррозии, а хлористый водород разрушает сульфид железа с выделением сероводорода и образованием водорастворимого хлорида железа, что способствует увеличению коррозии.

Олеофильные загрязнения нефти (органические соединения, содержащие серу, азот, кислород, галоиды и комплексные соединения металлов) растворимы в нефти и ухудшают качество нефтепродуктов.

Примерное содержание олеофильных соединений различных нефтей:

Соединения серы, %	0,1-5
Азотистые соединения, %	0,05-1,5
Нафтеновые кислоты, %	0,03-0,4
Некислотные кислородсодержащие соединения (смолы, фенолы и др.), %	0,0-2,0
Металлоорганические соединения никеля, ванадия, железа и др., ppm	5-400
Галогенорганические соединения в пересчете на NaCl, мг/л	5-200

Указанные олеофильные примеси нефти также являются потенциальными источниками коррозии оборудования при переработке нефти и ухудшают качество получаемых нефтепродуктов. В связи с этим процесс обессоливания нефти является важнейшей стадией подготовки ее к переработке.

Для максимального обессоливания, удаления из нефти соленой воды и механических примесей нефть смешивается с деэмульгаторами, которые разрушают водонефтяную эмульсию и направляется в электродегидраторы, где под воздействием

электрополя высокой напряженности, деэмульгатора и температуры водонефтяная эмульсия разрушается и разделяясь от нефти солёная вода и механические примеси оседают на дно электродегидратора откуда выводятся на очистные сооружения.

После электродегидраторов нефть содержит не более 3 мг/л солей, 0,2 и 0,005% по массе воды и механических примесей. Разрушение водных эмульсий основано на том, что при попадании в переменное электрическое поле капли воды поляризуются и взаимодействуют между собой как крупные диполи. При достаточно близком расстоянии между каплями силы взаимодействия настолько велики, что происходит сближение капель и их коалесценция. Кроме того, вероятность столкновения и слияния капель значительно возрастает из-за броуновского движения и синхронной вибрации их с электрическим полем, в котором водно-нефтяная эмульсия разрушается в электрическом поле напряженностью 1-3 кВ/см. Существует несколько типов и конструкций электродегидраторов, отличающихся формой, габаритами и принципом работы.

Проектом предусмотрены горизонтальные электродегидраторы с нижним вводом сырья. Применение горизонтальных аппаратов продиктовано условиями, что у них большая площадь электродов, следовательно, и большая удельная производительность (объем нефти на единицу сечения аппарата); меньшая вертикальная скорость движения нефти, а значит, и лучший отстой воды; возможность проведения процесса при более высоких температурах и давлениях. Подача сырой нефти в низ аппарата обеспечивает ее дополнительную промывку и прохождение через два электрических поля: слабое — между зеркалом воды и нижним электродом и сильное — между электродами.

Водонефтяная эмульсия поступает в нижнюю часть электродегидратора, где в относительно слабом электрическом полем между нижним потенциальным электродом и зеркалом воды коалесцируют наиболее крупные капли воды и оседают на дно сосуда. Далее эмульсия ламинарным потоком поднимается вверх и попадает в зону более высокой напряженности между нижним потенциальным и средним заземленным электродами, где коалесцируют и осаждаются более мелкие капли воды. Наиболее мелкодисперсные капли коалесцируют и осаждаются при дальнейшем поступлении эмульсии с остаточной водой в зону максимальной напряженности поля между верхним высокопотенциальным и средним заземленным электродами. Такое согласование изменения напряженности поля и динамики укрупнения позволяет оптимизировать процесс коалесценции капель и стабилизировать процесс обезвоживания. Для достижения минимального содержания остаточных солей в обессоленной нефти (не более 3 мг/л) нефть промывается на двух последовательно соединенных ступеней электродегидраторов. При попадании эмульсии в электрическое поле частицы воды, заряженные отрицательно, передвигаются внутри

элементарной капли, придавая ей грушевидную форму, острый конец которой обращен к положительно заряженному электроду. С переменой полярности электродов капля вытягивается острым концом в противоположную сторону. Если частота переменного тока равна 50 Гц, капля будет изменять свою конфигурацию 50 раз в секунду. Под воздействием сил притяжения отдельные капли, стремящиеся к положительному электроду, сталкиваются друг с другом, и при достаточно высоком потенциале заряда происходит пробой диэлектрической оболочки капель, чему способствует деэмульгатор, постепенно размывающий эту оболочку. В результате мелкие водяные капли сливаются и укрупняются, что способствует их осаждению в электродегидраторе. Вода выводится снизу, а обезвоженная нефть — сверху электродегидратора. Напряжение между электродами составляет 27, 30 или 33 кВ. Обессоливание начинается со смешивания нефти с промывной водой, деэмульгаторами, щелочью (если в сырой нефти есть кислоты). Затем смесь нагревается до 120-140 °С и подаётся в электродегидратор. Расход деэмульгаторов составляет 20—100 г на 1 тонну нефти. Сырьевой насос подает нефть в смеситель, где происходит активное вихревое смешивание нефти с пресной водой, добавляемой в количестве 5 % по отношению к нефти. Некоторые показатели работы электродегидратора. Линейная скорость 2,7 м/ч. Давление 1,0-1,4 МПа. Напряжение между электродами 30 кВ. Расстояние между электродами составляет 0,14 м. Расход электроэнергии в электродегидраторе 1,2 кВт*ч/т.

Над электродегидратором монтируется площадка, на которой устанавливается повышающий трансформатор. Высокое напряжение вводится внутрь электродегидратора через проходные изоляторы, рассчитанные на 35 кВ. Электродегидратор питается электроэнергией от щита управления 380/220 В. Управление работой электродегидратора осуществляется с панели управления, находящейся в операторной.

Описание технологии секции обессоливания нефти.

В состав секции обессоливания нефти входят:

- Теплообменники нагрева сырой нефти.
- Два электродегидратора.
- Ёмкости.
- Центробежные нефтяные насосы.
- Струйные насосы.
- Смесители.

- Дозировочные насосы подачи реагентов.
- Регулирующие клапана.

Сырая нефть, из сырьевых резервуаров сырьевого парка, поступает на фильтры грубой очистки Ф-101 и далее поступает на приём сырьевых насосов Н-101. Далее насосами нефть прокачивается через фильтры тонкой очистки Ф-102 для очистки от механических примесей до 200-500 мк. Перепад давления на фильтрационных блоках контролируется прибором dPIA-101, 102.

После фильтра Ф-102 нефть подаётся двумя параллельными потоками на приём теплообменников. Первый поток нефти проходит последовательно теплообменники Т-105 и Т-101. Второй поток нефти проходит последовательно теплообменники Т-103, Т-104 и Т-102.

В теплообменнике Т-101 нефть нагревается потоком товарного продукта дизельного топлива, идущего из колонны стабилизации дизельного топлива К-401, после насоса Н-401 и теплообменника Т-403. И далее дизельное топливо, отдавая своё оставшееся тепло теплообменнике Т-106 и доохлаждаясь в холодильнике Х-405 направляется в товарный парк.

В теплообменнике Т-102 нефть нагревается потоком товарного дистиллятного судового топлива, идущего из колонны К-402 после насоса Н-402 и теплообменник Т-404. Далее судовое топливо доохлаждаясь в холодильнике Х-402 направляется в товарный парк.

В теплообменнике Т-103 нефть нагревается потоком газойлевой фракции, выводимой из колонны К-301.

В теплообменнике Т-104 нефть нагревается потоком остатка термического крекинга, выводимого с низа вакуумной колонны К-301.

В теплообменнике Т-105 нефть нагревается потоком стабильного бензина из колонны К-203 после ребойлера Т-205.

На выходе из теплообменников оба потока нефти объединяются в общий поток и направляется в первый электродегидратор. В объединённый трубопровод нефти через струйный насос СН-101 подаётся солёная вода, до 4% на нефть, выводимая со второй ступени электродегидратора ЭДГ-102 и, до 1% на нефть подогретая свежая вода из теплообменника Т-106. В этот же поток, дозировочным насосом ДН-102, подаётся деэмульгатор на смесительное устройство СМ-101. Деэмульгатор подаётся для снижения поверхностного натяжения на поверхности капель эмульгированной в нефти воды и ускорения их коалесценции. Расход раствора деэмульгатора устанавливается изменением хода плунжерного дозировочного насоса ДН-102/1,2 с помощью регулятора FT-104. Сюда

же вводится раствор щелочи, чтобы довести pH дренажной воды до нейтрального значения. Подача раствора щелочи необходима для подавления сероводородной коррозии и нейтрализации неорганических кислот, попадающих в нефть при обработке скважин кислотными растворами. Водный раствор щелочи подаётся дозировочным насосом ДН-101. Расход водного раствора щелочи устанавливается изменением хода плунжерного дозировочного насоса ДН-101 с помощью регулятора QIC-101, поддерживая pH=7,0÷7,5 в потоке соленой воды.

Нефть, смешанная с реагентами и водой поступает в электродегидратор первой ступени ЭДГ-101. В электродегидраторе происходит разделение эмульсии. Под действием переменного электрического поля интенсифицируется столкновение и слияние мелких капель воды. Соленая вода и механические примеси из электродегидратора ЭДГ-101 через сбросной клапан, регулируемый от датчика уровня раздела фаз ЭДГ-101, отводится в аварийно-дренажную ёмкость ДЕ-101.

Далее нефть с верха ЭДГ-101 направляется электродегидратор второй ступени ЭДГ-102. На трубопроводе перед электродегидратором ЭДГ-102 установлен смеситель СМ-102 в который подаётся свежая вода до 3 % на нефть от дозировочного насоса ДН-103. Сюда же возможна подача дополнительного количества деэмульгатора от дозировочного насоса ДН-102.

В поле высокого напряжения электродегидратора второй ступени ЭДГ-102 происходит окончательное отделение из нефти солей и воды. Часть солёной воды из ЭДГ-102 подаётся на приём первого электродегидратора, а за балансовое количество солёной воды через регулируемый клапан от межфазного регулятора ЭДГ-102, выводится в ёмкость ДЕ-101. Уровень воды в электродегидраторах поддерживается автоматически межфазными регуляторами раздела фаз «нефть-вода» LICA-104 и LICA-105.

На случай применения водорастворимых деэмульгаторов предусматривается возможность подачи раствора деэмульгатора в поток промывной солёной воды из ЭДГ-102, идущей на приём нефти в ЭДГ-101.

Расход циркулирующей промывной солёной воды в смеситель СМ-101 из ЭДГ-102 регулируется клапаном, установленным на циркуляционной линии с помощью регулятора FT-105. Расход свежей воды в СМ -102, на приёме в ЭДГ-102, регулируется клапаном с помощью регулятора FT-106.

Давление в электродегидраторах устанавливается с помощью регулятора PIC-103 "до себя".

Уровень в емкости свежей воды Е-102 поддерживается путем подачи деминерализованной воды или водяного конденсата с энергоблока завода по мере его расхода.

Раствор деэмульгатора подаётся дозировочным насосом ДН-102. Емкость Е-101 по мере расходования периодически пополнятся раствором деэмульгатора из реагентного хозяйства завода.

Раствор щелочи подаётся дозировочным насосом ДН-101 из емкости Е-101. Емкость Е-101 по мере расходования пополняют 10% раствором щелочи из реагентного хозяйства.

Расход пресной воды устанавливается по заданию регулятором FT-107 по результатам анализа нефти на остаточное содержание солей. Расход свежей воды устанавливается изменением оборотов насоса Н-169 с помощью регулятора FT-108.

Температура нефти, направляемой в электродегидраторы, регулируется за счет изменения расхода дистиллятного судового топлива через теплообменник Т-103 с помощью клапана, установленного на байпасном потоке. Вязкость остаточного судового топлива регулируется изменением расхода дистиллятного судового топлива, подаваемой на смешение со смесью крекинг-остатка.

В случае снижения уровня нефти и образования "газовой подушки" срабатывается блокировка, отключающая подачу напряжения на электроды дегидратора.

Насыщенная вода - "солевой раствор" - с низа электродегидратора ЭДГ-102 через клапан-регулятор уровня раздела фаз "нефть-вода" выводится в емкость ДЕ-101.

Электродегидраторы снабжаются всеми необходимыми средствами для контроля температуры, уровня и давления масла, а также для подогрева последнего во время остановок для сохранения его диэлектрических свойств в холодных климатических условиях.

Трансформатор загерметизирован и заполнен маслом, с естественным охлаждением. Комплектация трансформатора указана в нижеприведённой таблице.

Выход напряжения , кВ	25
Мощность, кВА	От 25 до 250
Предохранительный клапан	1
Датчик температуры для масла	1
Реле высокой температуры для отключения питания при высокой темп.	1

Реле низкого уровня масла трансформатора для отключения питания при низком уровне	1
Дренажный клапан	1
Подъёмные скобы	2
Фланец выхода высокого напряжения	2
Заглушки	1
Проушина для заземления	1
Индикатор уровня масла	1
Клеммная коробка	1
Переключатель напряжения	12/16,5/20/23/25 кВ
Сертификация	Сертификат соответствия ГОСТ Р № РОСС US.МЛ14.В00156
Степень защиты	2ExoeIIT4X
Рабочая температура, ºС	от -45 до +50 (допускается до -57)
Температура включения, ºС	от -45 до +50

Мощность источника питания 250 кВА, что позволяет ограничиться одним ВИП на электродегидратор, со 100%-ной реактивностью и некритичностью к перегрузкам при коротких замыканиях электродов.

Электродегидратор оснащается следующими приборами автоматизации: манометр, термометр, датчик давления, преобразователь температуры, уровнемеры раздела фаз, сигнализаторы наличия газовой шапки.

Локальная панель управления (ЛПУ) с источником питания NWL имеет взрывозащищенное исполнение (Exd) и предусматривает следующий функционал:

- индикацию тока нагрузки трансформатора (показывающий амперметр);
- индикацию напряжения на измерительной обмотке трансформатора (показывающий вольтметр);
- индикацию недопустимого уровня масла в трансформаторе (дискретный сигнал, лампа);
- индикацию недопустимой температуры в трансформаторе (дискретный сигнал, лампа);
- пуск, останов трансформатора кнопками без фиксации "Пуск"/"Стоп";
- аварийное отключение питания трансформатора кнопкой с фиксацией "Аварийный стоп";

- преобразование тока нагрузки трансформатора в унифицированный токовый сигнал 4-20 мА для передачи во внешние системы;
- преобразование напряжения на измерительной обмотке трансформатора в унифицированный токовый сигнал 4-20 мА для передачи во внешние системы;
- оборудована противоконденсатным подогревателем, включаемым/отключаемым кнопкой с фиксацией.

Перечень контролируемых параметров:

- наличие газовой шапки в ЭДГ;
- давление, температура, межфазный уровень в ЭДГ;
- открытие калитки ограждения трансформатора;
- нажатие кнопок на локальной панели управления трансформатором;
- ток, напряжение, уровень масла и температура в трансформаторе;
- наличие оперативного напряжения;
- состояние трансформатора (включен/отключен).

Перечень управляющих воздействий:

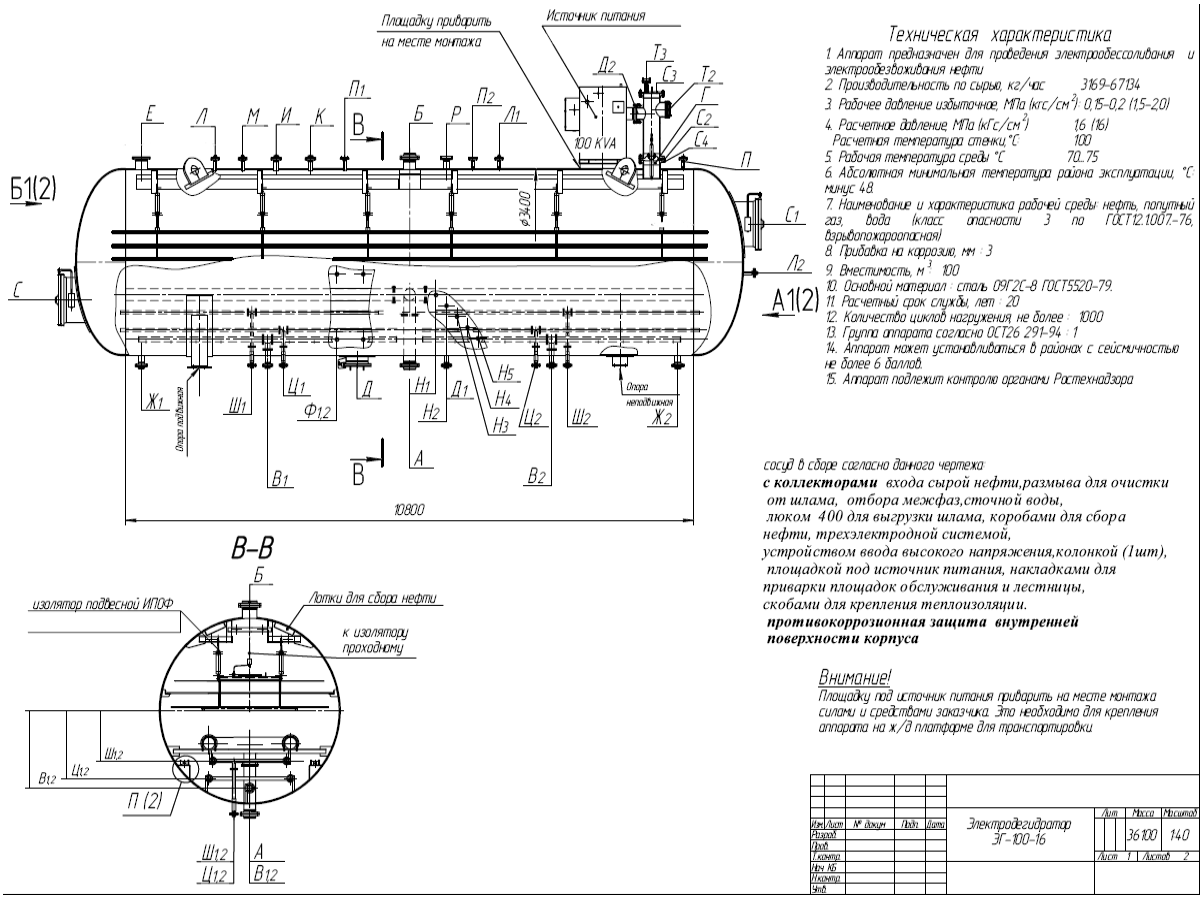
- аналоговый управляющий сигнал на регулирующий клапан слива дренажной воды (регулирование по межфазному уровню в ЭДГ);
- дискретные сигналы на включение световой и звуковой сигнализации;
- дискретные сигналы на включение/отключение трансформатора ЭДГ.

Взрывозащищенные высоковольтные источники питания мощностью 250 кВА с возможностью выбора значений выходного напряжения в широком диапазоне (12; 16,5; 20; 23; 25 кВ АС), обладают 100%-ной реактивностью.

Для подачи высокого напряжения от трансформатора через УВВН в электродегидратор на потенциальную электродную решетку предусмотривается проходной изолятор фторопластовый. Локальный пульт управления источником питания (ЛПУ) предназначен для управления высоковольтным источником питания электродегидратора по месту через локальную панель управления. ЛПУ устанавливается в непосредственной близости от трансформатора и имеет взрывозащищенное исполнение категории Exd.

Локальная система автоматизации (ЛСА) предназначена для оперативного контроля, управления и технологической защиты электродегидратора, с функционалом обмена данными с внешними системами по стандартизованному протоколу, визуализации, исторического трендинга и записи событий.

Типовая конструкция электродегидратора объемом 100 м^3.



сосуд в сборе согласно данного чертежа

с коллекторами *входа сырой нефти,размыва для очистки от шлама, отбора межфаз,сточной воды, люком 400 для выгрузки шлама, коробами для сбора нефти, трехэлектродной системой, устройством ввода высокого напряжения,колонкой (1шт), площадкой под источник питания, накладками для приварки площадок обслуживания и лестницы, скобами для крепления теплоизоляции.*

противокоррозионная защита внутренней поверхности корпуса

Внимание!

Площадку под источник питания приварить на месте монтажа силами и средствами заказчика. Это необходимо для крепления аппарата на ж./д платформе для транспортировки

Типовая схема аппаратурного оформления и обвязки электродегидраторов

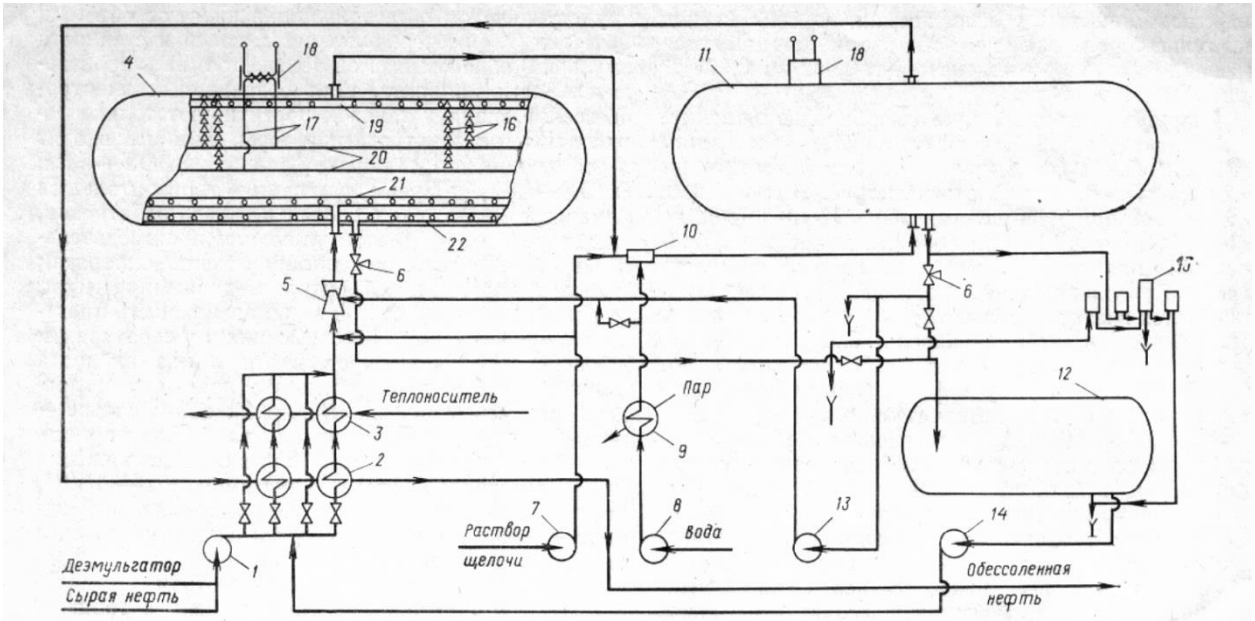


РИС. 1-2. Аппаратурно-технологическая схема электрообессоливающей установки (ЭЛОУ):

1, *7, 8, 13, 14* — насосы; *2* — теплообменники; *3, 9* — подогреватели; *4, 11* — электродегидраторы; *5* — инжекторный смеситель; *6* — клапаны автоматического сброса соленой воды; *10* — диафрагмовый смеситель; *12* — отстойник; *15* — смотровой фонарь. Устройство электродегидратора: *16* — подвесные изоляторы; *17* — шины подвода электрического тока; *18* — трансформатор; *19* — коллектор обессоленной нефти; *20* — электроды; *21* — распределитель ввода сырья; *22* — коллектор соленой воды.

ПОТОК	Фаз. сост.	Давление, МПа		Температура, ^{o}C	
		Раб.	Расч.	Раб.	Расч.
Нефть сырьевая	жидк.	1,4	1,6	20	30
Вода опресненная (Водяной конденсат)	жидк.	0,4	0,8	20	95
Реагенты и присадки	жидк.	0,4	0,6	20	40

Параметры выходящих из секции 100 технологических потоков

ПОТОК	Фаз. сост.	Давление, МПа		Температура, ^{o}C	
		Раб.	Расч.	Раб.	Расч.
Нефть подготовленная	жидк.	1,4	-	140	160
Отдув гидроциклона	жидк.	1,4	-	140	160
Вода соленая нефтезагрязненная	жидк.	1,4	-	140	-

6.2. Секция С-200. Фракционирование нефти – АТ

В состав секции фракционирования входят:

- Теплообменники.
- Отбензинивающая колонна.
- Атмосферная фракционирующая колонна.
- Колонна стабилизации бензина.
- Нагревательная печь.
- Насосы
- Сепараторы.
- Аппараты воздушного охлаждения.
- Регулирующие клапана.

Обессоленная подготовленная нефть из секции 100 (ЭЛОН) делится на два потока и поступает двумя параллельными потоками на прием теплообменников в которых нефть нагревается горячими потоками горячих потоков нефтяных фракций переработки. Один поток нефти проходит последовательно теплообменники Т-202,Т-201,Т-203. Второй поток проходит последовательно через теплообменники Т-204/2, Т-207, Т-204/1.

В теплообменнике Т-201 нефть нагревается потоком газойлевой фракции, выводимой из колонны К-301.

В теплообменнике Т-202 нефть нагревается потоком дизельной фракции выводимой из колонны К-202.

В теплообменнике Т-203 нефть нагревается потоком газойлевой фракции отводимой из К-302.

В теплообменниках Т-204/1 и Т-204/2 нефть нагревается потоком остатка термического крекинга, идущим из колонны К-301.

В теплообменнике Т-207 нефть нагревается потоком дизельной фракции из К-202. Оба потока нефти после теплообменников Т-201,Т-202,Т-203,Т-204/1,Т-204/2,Т-207 объединяются и обессоленная подготовленная нефть, с температурой около 280°С, поступает в колонну отбензинивания К-201.

Колонна К-201 предназначена для удаления из обессоленной нефти основной доли бензиновых фракций, с целью уменьшения нагрузки на нагревательную печь П -201 и основную ректификационную колонну К-202. Колонна К-201 имеет только концентрационную секцию с 18-ю клапанными тарелками. Отбензинивание нефти в колонне К-201 осуществляется за счет полученного тепла в теплообменниках Т-201,Т-202,Т-203,Т-204/1,Т-204/2,Т-207. Предусматривается ввод горячей струи потока

отбензиненной нефти после печи П-201 в поток нефти на входе в колонну К-201. Для проектного сырья (арабская нефть QJ-1) расчётная температура отбензинивания составляет 280°С. Давление в колонне определяется давлением в системе углеводородного газа в сепараторе С-201. В сепараторе С-201 оно составляет 0,72 МПа изб.

Пары бензиновой фракции с верха колонны К-201 поступают в конденсатор воздушного охлаждения АВО-201. Сконденсированные продукты собираются в сепараторе С-201. Несконденсированный углеводородный газ отводится в систему углеводородного газа в сепаратор С-601 для дальнейшей очистки от сероводорода и направления его в секцию 500 на производство водорода. Вода с низа сепаратора через клапан-регулятор уровня раздела фаз "бензин-вода" сбрасывается в емкость ДЕ-101.

Часть бензиновой фракции из сепаратора С-201 насосом Н-203 подаётся на верхнюю тарелку колонны К-201 в качестве холодного орошения. Расход подаваемого холодного орошения на верх колонны К-201 регулируется частотником за счёт изменения оборотов рабочего колеса насоса от расходомера в зависимости от температуры верха колонны К-201. Балансовая часть бензиновой фракции этим же насосом направляется в стабилизационную колонну К-203.

Для подавления коррозии верхних тарелок колонны К-201 и защиты шлемового трубопровода и конденсаторов воздушного охлаждения АВО-201 от коррозии, в верхнюю часть колонны К-201 вместе с холодным орошением подается 5-7%-ый водный раствор аммиака с реагентного хозяйства завода. Наибольший эффект в борьбе с коррозией дает применение специальных ингибиторов (замедлителей) коррозии, которые представляют собой органические вещества образующие защитную пленку на поверхности металла. Ингибиторы коррозии ИКБ-1 и ИКБ-2. ИКБ-1 представляют собой смесь азотистых и сернистых соединений. Они применяются в виде раствора в смеси бензина и ароматических углеводородов. Количество подаваемого ингибитора составляет около 0,005% на поток бензина, проходящего через воздушный аппарат воздушного охлаждения. Вместе с ИКБ-1 подается аммиак. Скорость коррозии черных металлов при совместном применении ИКБ-1 и аммиака уменьшается на 85-90%. Недостатком ИКБ-1 является то, что при его использовании увеличивается содержание смол и азота в прямогонном бензине.

Более эффективен ингибитор ИКБ-2, представляющий собой твердую пасту, которую растворяют в воде или масле. Полученный 3-5% раствор подается в шлемовую линию атмосферной колонны в количестве около 0,001% на бензин.

С низа колонны К-201 отбензиненная нефть насосом Н-201 подаётся в нагревательную печь П-201 для подогрева и частичного испарения. Нагретая и частично

испарившаяся нефть из печи поступает в зону питания атмосферной ректификационной колонны К-202. В печи поток нагревается до температуры 370°С. Такая температура нагрева оптимальна для достаточно полного отбора прямогонных светлых дистиллятов при приемлемом уровне термического разложения. В колонне имеется 34 трапецевидно-клапанных тарелки. Зона питания находится между 30 и 31 тарелками. Нумерация тарелок начинается с верха.

В кубовую часть колонны К-202, из гидроциклона ГЦ-301 секции термического крекинга, подается горячая газообразная смесь бензино-газойлевой фракции для создания парового потока в нижней части аппарата и более полного испарения дистиллятов. В пусковой период вместо горячих паров может подаваться водной пар в количестве по массе до 1,5% от загрузки колонны.

Нагревательная печь вертикального исполнения со спиральными трубными змеевиками и комбинированными горелками для сжигания газожидкостного топлива. Система газообразного и жидкого топлива для печей имеет стандартную, общепринятую конструкцию.

Пары с верха колонны выводятся в аппарат воздушного охлаждения АВО-202, где конденсируется бензиновая фракция и поступает в сепаратор С-202. Фракция состоит из бензиновых компонентов, оставшихся в нефти после отбензинивания в колонне К-201 и из бензиновых компонентов термического крекинга поступающих из секции 300 с горячими парами, подаваемыми в низ колонны. Сепаратор С-202 служит одновременно емкостью для подачи холодного орошения верха колонны К-202 и одновременно сборником газов низкого давления из других технологических секций С-300, 400, 600. Газ из сепаратора С-202 сжимается компрессором ГК-601 и направляется в сепаратор С-603 для дальнейшей очистки в секции очистки углеводородного газа С-600 от сероводорода и далее, очищенный углеводородный газ направляется в секцию производства водорода С-500. Часть бензиновой фракции из сепаратора С-202 насосом Н-204 подается на первую тарелку колонны К-202 в качестве холодного орошения для поддержания температуры верха колонны. Расход подаваемого холодного орошения на верх колонны К-202 регулируется частотником за счёт изменения оборотов рабочего колеса насоса от расходомера в зависимости от температуры верха колонны К-202. Балансовое количество бензиновой фракции из сепаратора С-202 направляется в сепаратор С-603, откуда насосом Н-603 подаётся, совместно с термическим газойлем из колонны К-302 на гидроочистку судового топлива.

Для поддержания режима работы колонны К-202 и регулирования конца кипения дизельной фракции используется промежуточное циркуляционное орошение. Для этого с

20 тарелки колонны К-202 насосом Н-207 забирается дизельная фракция и, прокачиваясь последовательно через теплообменник Т-207, где отдаёт часть тепла сырой отбензиненной нефти, далее проходит через термосифонный теплообменник Т-205, где отдаёт часть тепла кубу колонны К-203 для поддержания температуры низа колонны К-203, далее проходит через теплообменник Т-206, где отдаёт тепло бензиновым фракциям, поступающие в колонну К-203 из сепаратора С-201 и А-601, и дизельная фракция возвращается в атмосферную колонну К-202 на 15 тарелку. Температура в зоне ввода циркуляционного орошения на 15 тарелке колонны К-202 регулируется частотником за счёт изменения оборотов рабочего колеса насоса Н-207 от расходомера в зависимости от температуры в этой зоне. Уровень в кубе колонны К-202 поддерживается частотником за счёт изменения оборотов рабочего колеса насоса Н-202 от уровнемера куба колонны К-202. Мазут с низа атмосферной колонны К-202 насосом Н-202 подается в секцию термического крекинга С-300. Бензиновые фракции из секции С-200, из сепаратора С-201, и секции С-600, из абсорбера А-603, подаются в колонну К-203, предназначенная для стабилизации бензина. При стабилизации обеспечивается необходимое давление насыщенных паров бензина и удаление сероводорода до уровня, обеспечивающего отсутствие коррозии на медной пластинке при анализе качества. Для выполнения этого условия в колонне поддерживается режим с повышенной кратностью орошения. Давление в колонне поддерживается на уровне 0,82 МПа изб. исходя из условий конденсации газовых компонентов. Колонна работает в режиме полного орошения с выводом углеводородного газа. Паровой поток в нижней секции колонны К-203 создается в термосифонном ребойлере Т-205 за счёт нагрева потоком циркуляционного орошения дизельной фракции, выводимого из средней части колонны К-202.

В колонну К-203 поступают:

- прямогонная бензиновая фракция из сепаратора С-201 от насоса Н-203;
- бензиновая фракция гидроочисток дизельного и судового топлива из абсорбера А-603.

Бензиновые потоки объединяются перед теплообменником Т-206, где осуществляется их подогрев за счет горячего потока дизельной фракции циркуляционного орошения колонны К-202, после термосифонного ребойлера Т-205, и направляемого далее в колонну К-202.

Углеводородный газ с верха колонны охлаждается и частично конденсируется в аппарате воздушного охлаждения АВО-203. В конденсаторе возможна конденсация воды. Чтобы предотвратить интенсивную коррозию аппаратуры бензиновые фракции гидроочисток, собираемые в сепараторе С-601, перед подачей в колонну К-203 очищают

аминовым раствором в колонне А-603, а в верхнюю зону колонны К-203 подаётся дозированное количество ингибитора коррозии и аммиачную воду для поддержания нейтральной или слабощелочной среды. Углеводородный газ, после конденсации в аппарате воздушного охлаждения АВО-203, поступает в сепаратор С-203. Газ из сепаратора отводится в систему углеводородного газа в сепаратор С-601, а жидкость насосом Н-208 возвращается в колонну на верхнюю тарелку в качестве холодного орошения для поддержания температуры верха колонны К-203. Расход подаваемого холодного орошения на верх колонны К-203 регулируется частотником за счёт изменения оборотов рабочего колеса насоса Н-208 от расходомера в зависимости от температуры верха колонны К-203.

Параметры технологического режима секции С-200

№	Показатели	Значения
1.	Температура сырьевой нефти на входе в колонну К-201	280°С
2.	Давление в сепараторе С-201	0,92 МПа
3.	Расход орошения К-201	12 $м^3$/час
4.	Температура отбензиненной нефти на выходе из П-201	370°С
5.	Давление в сепараторе С-202	0,13 МПа
6.	Температура в кубе колонны К-202	375°С
7.	Расход острого орошения К-202	75 $м^3$/час
8.	Расход промежуточного циркуляционного орошения К-202	65 $м^3$/час
9.	Давление в сепараторе С-203	0,92 МПа
10.	Расход острого орошения К-203	20 $м^3$/час

6.3. Секция 300 - Термический крекинг - ТК

В состав секции термического крекинга входят:

- Вакуумная колонна.
- Фракционирующая колонна.
- Нагревательная реакционная печь.
- Печь нагрева рециклового потока вакуумного газойля.
- Реактора термического крекинга.
- Гидроцикон.
- Вакуумсоздающее устройство.
- Холодильник водяной.
- Насосы
- Сепаратор.
- Регулирующие клапана.

Секция предназначена для глубокой переработки атмосферного остатка и дальнейшего селективно управляемого термического крекинга с мягким проведением управляемой деструкции остатков перегонки нефти с максимальной степенью превращения в бензиновые, дизельные, вакуум-газойлевые фракции и крекинг-остаток. Сырьем секции является мазут атмосферной перегонки нефти секции С-200. Продуктами термической конверсии являются пары термической конверсии (пары термолиза), направляемые для фракционирования в атмосферное отделение фракционирования (для получения бензиновых и дизельных фракций) и вакуумное отделение (для получения дистиллятных судовых топлив и остаточного маловязкого котельного топлива). Конверсия тяжелых углеводородных фракций является основным технологическим процессом, обеспечивающим получение максимального количества фракций легких углеводородов, преимущественно среднедистиллятных фракций, за счет термической деструкции высокомолекулярных длинноцепочечных углеводородов по реакциям типа:

$$R'CH_2CH_2R'' \rightarrow R'CH{=}CH_2 + R''H$$

Данная технология термической переработки оптимизирована таким образом, чтобы получить максимальный выход именно целевых среднедистиллятных фракций при минимальном газообразовании и сниженном выходе бензиновых фракций. Кроме того, одним из основных технологических показателей используемого варианта технологии термической конверсии является минимизация возможности закоксовывания змеевика

технологической реакционной печи и стенок реакционных камер. Коксообразование на внутренних поверхностях труб, связанное с разложением продукта в реакционных печах и выносных реакционных камерах, предотвращается созданием равномерной теплонапряженности поверхностей нагрева. Глубокая деструкция осуществляется за счёт увеличенного времени пребывания в реакционных камерах и подвода тепла за счет рецикла вакуумного дистиллята через печь П-302. Время пребывания сырья в реакторах 10-15 минут. Химические реакции, происходящие при расщеплении сернистых соединений мазута, определяются их термической стабильностью. Сульфиды начинают разлагаться при температуре 330-360°С, а дисульфиды уже при температурах 250-300°С. При расщеплении сернистых-соединений образуются тиольные радикалы, углеводородные радикалы, газы, олефины и сероводород.

Мазут из куба колонны К-202 секции 200 подаётся насосом Н-202 в реакционную печь П-301 где нагревается до 445°С. В процессе нагрева начинает происходить термическое разложение мазута. Температура нагрева мазута на выходе из печи регулируется клапаном-регулятором, расположенным на трубопроводе подачи топливного газа к горелкам печи.

Из печи газо-жидкостная реакционная смесь поступает в первую реакционную камеру Р-301, где начинается термический крекинг мазута. Технологические параметры процесса выбраны из условий интенсивного протекания термического крекинга при контролируемом коксо- и газообразовании. Ввод в камеру осуществляется двумя диаметрально расположенными тангенциальными вводами по окружности реактора на разных отметках по высоте, что обеспечивает циркуляцию реакционной массы в аппарате. В ходе химических превращений в реакторе Р-301 существенно меняются свойства и состав мазута. Из мазута образуется термолизат, который разделяется фракционированием на углеводородный газ, бензиновую фракцию, газойлевую фракцию и остаток. Из реактора Р-301 термолизат выводится через верх реакционной камеры и направляется во второй реактор Р-302, а из него в третий реактор Р-303 для продолжения термических превращений. Для поддержания термических превращений мазута и предотвращения термополиконденсации в нижнюю часть каждого реактора осуществляется ввод горячего рециклового потока термического газойля через специальное устройство, обеспечивающее вращательное движение входящего потока в нижней части реакторов. В качестве рецикла используется поток газойлевой фракции, откачиваемый из колонны К-301 насосом Н-302. Из реактора Р-303 термолизат направляется в гидроциклонный процессор ГЦ-301, после которого редуцируется через

клапан-регулятор давления. Клапан поддерживает необходимое давление в реакционных камерах.

Гидроциклонный процессор предназначен для разделения термолизата на газовую и жидкую фазы. Газовая фаза состоит преимущественно из углеводородного газа, бензиновой фракции и некоторого количества газойлевой фракции. В жидкой фазе остается непревращённое сырьё и оставшаяся часть газойлевой фракции. Паровая фаза из гидроциклонного процессора ГЦ-301 через верхний вывод направляется на фракционирование в колонну К-302, а часть паров направляется в низ атмосферной колонны К-202 для отпарки дистиллятных фракций из нефти. Жидкая часть термолизата из нижней части гидроциклона направляется в нижнюю часть вакуумной колонны К-301 через клапан-регулятор уровня жидкости в ГЦ-301. Газойлевая фракция выделяется из термолизата в системе из двух колонн. В вакуумной колонне К-301 отгоняются наименее летучие компоненты, а в колонне К-302, работающей под давлением, более летучие компоненты.

Жидкий термолизат из ГЦ-301 подается в нижнюю часть колонны К-301 и за счёт вакуума частично испаряется. Колонна К-301 разделена на две части глухой тарелкой. В нижней части пары газойлевой фракции промываются потоком рециркулирующей газойлевой фракции. В качестве контактных устройств, для снижения перепада давления используется регулярная насадка.

Пары газойлевой фракции поднимаются вверх и промываются встречным потоком холодного орошения газойлевой фракции бокового погона колоны К-301. Это исключает возможность капельного уноса остаточных продуктов в верхнюю часть колонны и затемнения вакуумного дистиллята. Холодное орошение подается через клапан-регулятор температуры верха колонны К-302. В вакууме этот поток частично испаряется. Жидкая часть орошает насадку и промывает газовый поток, поступающий с низа. Паровая фаза с верха К-301 откачивается вакуум создающим устройством в сепаратор С-301, за счёт охлаждаемой в холодильнике Х-301 циркулирующей рабочей жидкости насосом Н-304.

Неиспарившаяся жидкость образует остаток термического крекинга, который выводится с нижней части колонны К-301 насосом Н-301 в резервуарный парк, отдавая своё тепло в теплообменниках отбеннизенной нефти Т-204.1,Т-204.2,Т-104. Для приготовления остаточного судового топлива по вязкости в поток откачки в товарный парк предусматривается ввод газойлевых фракций, выводимых из колонны К-302 путём изменения расхода с помощью регулятора QIRCA.

Верхняя часть колонны К-301 работает как конденсатор смешения. Насадка орошается потоком газойлевой фракции охлаждаемой в теплообменнике Т-201 и Т-405.

При контакте холодного орошения и паров происходит конденсация газойлевой фракции. Газойлевая фракция отбирается с глухой тарелки насосом Н-302 и делится на четыре потока:

– Первый поток. Рециркулирующий поток, прокачивающийся через теплообменники Т-201, Т-405 и Т-103, он где отдаёт часть тепла отбензиненной нефти и в качестве теплоносителя нагрева кубовой части десорбера Д-401, и подающийся в верхние части колонн К-301 и К-302 в качестве холодного орошения для конденсации и промывки паров газойлевых фракций в колоннах К-301 и К-302.

– Второй поток подается под глухую тарелку колонны К-302 на орошение нижней части колонны К-302.

– Третий поток подаётся в печь П-302 для нагрева и подачи в виде горячей струи в нижние зоны реакторов Р-301, 302, 303. Нагрев проводится до температур, в зависимости от выбранного режима, вплоть до температуры 530°С, а затем распределяется по реакторам;

– Четвёртый поток предусматривается для подачи непосредственно в радиантный змеевик печи П-301 в качестве турбулизатора при пониженной загрузке сырья.

Несконденсированный газ и пары бензино-газойлевой фракции из колонны К-301 отводятся через верх в жидкостно-эжекторную систему создания вакуума струйным насосом СН-301 и далее в отстойник-сепаратор С-301. Из сепаратора углеводородный газ отводится в сепаратор С-202. Менее летучие компоненты растворяются в рабочей жидкости, поэтому небольшая ее часть постоянно заменяется. В качестве рабочей жидкости используется дизельная фракция. Жидкая часть из сепаратора С-303, охлаждается в холодильнике Х-301 и насосом Н-304 циркулирует через струйный насос СН-301, создавая вакуум в колонне К-301.

Колонна К-302 предназначена для конденсации более легких компонентов газойлевой фракции. Также как и К-301, колонна К-302 разделена на две части глухой тарелкой. Углеводородный газ и пары бензино-газойлевой фракции из гидроциклонного процессора ГЦ-301 поступают под нижнюю тарелку в нижней части колонны К-302. Подымаясь вверх и проходя через тарелки, они промываются потоком горячей газойлевой фракции, поступающей из колонны К-301. Это предотвращает попадание в дистиллят остаточных продуктов в случае их уноса в капельном виде. Газойлевая фракция, подаваемая в качестве орошения на верхнюю тарелку нижней секции, еще раз используется для промывки газов в вакуумной колонне К-301. С низа колонны К-302 газойлевая фракция и продукты уноса через клапан-регулятор уровня низа колонны за счет перепада давления перепускаются в вакуумную колонну К-301.

Через глухую тарелку пары свободно проходят в верхнюю часть колонны К-302. Эта часть колонны работает как конденсатор смешения. В качестве орошения используется охлажденный в теплообменниках Т-201,Т-405 и Т-103 и поток газойлевой фракции из колонны К-301. Сконденсированная газойлевая фракция выводится с глухой тарелки К-302, отдаёт часть тепла в теплообменнике Т-203 потоку обессоленной нефти, затем отдаёт часть тепла в термосифонном теплообменнике Т-602 десорбера Д-601 и затем насосом Н-305 направляется в секцию С-400 на гидроочистку. Несконденсированные газы и пары бензина отводятся в холодильник Х-601 для дальнейшего охлаждения и конденсации откуда постают в сепаратор С-603.

Параметры технологического режима

Стадии и узлы процесса	Химико-технологические максимально допустимые параметры и условия процесса
Стадия термодеструкции и термического воздействия в трубчатой печи П-301	Давление на входе в печь П-301 до 2,8 МПа. Давление на выходе из печи П-301 до 1,8 МПа. Температура на входе в печь П-301 370-380°С. Температура на выходе из печи П-301 450-460°С.
Стадия термодеструкции В реакционной камере Р-301 (I ступень)	Давление в Р-301 – 1,8-1,3 МПа. Температура в Р-301 – 450-460°С.
Стадия термолиза в реакционной камере Р-302 (II ступень)	Давление на входе в Р-302 не выше 1,4 МПа Давление на выходе из Р-302 не выше 0,9 МПа Температура в П-302 450-460°С.
Стадия термолиза в реакционной камере Р-303 (III - ступень)	Давление на входе в Р-303 – 1,3 МПа Давление на выходе Р-303 – 0,6-0,7 МПа Температура в Р-303 450-460°С
Гидроциклон ГЦ-301	Температура 440-450°С Давление 0,6-0,7 МПа
Вакуумная колонна К-301	Температура верха 170-180°С Температура низа 405-415 °С Давление 0,05-0,06 МПа

Атмосферная колонна К-302	Температура верха 70-80°С Температура низа 430-440°С Давление 0,6-0,7 МПа
Печь нагрева рецикла П-302	Температура на входе 430-440°С Температура на выходе 520-530°С Давление на входе 2,5-2,6 МПа Давление на выходе 1,7- 1,9 МПа

6.4. Секция С-400. Гидроочистка и стабилизация фракций дизельного и судового дистиллятного топлива – ГО

В состав секции гидроочистки входят:

- Печи.
- Реактора.
- Сепараторы.
- Аппараты воздушного охлаждения.
- Холодильники.
- Абсорбер.
- Десорбер.
- Теплообменники.
- Центробежные насосы.
- Газовый компрессор.
- Регулирующие клапана.

Секция предназначена для гидрооблагораживания с обессериванием фракций дизельного и судового топлива путем деструктивной гидрогенизации сернистых соединений на алюмоникельмолибденовых, алюмокобальтмолибденовых катализаторах в среде циркулирующего водородсодержащего газа.

Секция состоит из двух узлов, что позволяет перерабатывать два вида сырья – автомобильное дизельное топливо и дистиллятное судовое топливо.

Очистка циркулирующего водородсодержащего газа и топливного газа раствором моноэтаноламина и регенерация являются общими для обоих блоков и очищаются на секции 600.

Также общим для обоих блоков является следующее оборудование:

- циркуляционные компрессоры ГК-401/1,2 и ГК-601/1,2,
- сепаратор С-202 на приеме циркуляционных компрессоров,
- сепаратор С-603 перед А-603.

Основные факторы технологического процесса гидроочистки.

Условия проведения процесса гидроочистки зависят от фракционного и химического состава сырья, требуемой глубины очистки, применяемого катализатора и его состояния. Основными параметрами, определяющими гидроочистку, являются температура, давление, объемная скорость подачи сырья, кратность циркуляции водородсодержащего газа по отношению к сырью и активность катализатора.

Для обеспечения глубокого обессеривания дизельных и судовых фракций с содержанием в них серы до 10 ppm и 0,1% соответственно, необходимы достаточно жесткие условия гидроочистки. Парциальное давление водорода должно быть не ниже 2,5 МПа объемная скорость подачи сырья – не выше 2-3 час$^{-1}$, концентрация водорода в циркулирующем водородсодержащем газе не ниже 70% об.

Температура

Оптимальные температуры гидроочистки зависят от качества исходного сырья, условий ведения процесса, активности катализатора и лежат для гидроочистки фракции 200-320°С в пределах 330-340°С, для дизельной фракции 160-360°С в пределах 310-380°С.

При повышении температуры глубина гидрирования растет и достигает максимума при 420°С. При дальнейшем повышении температуры, степень гидрирования снижается: для сернистых соединений незначительно, для непредельных углеводородов довольно резко, так как при повышенной температуре активизируются реакции гидрокрекинга, в результате которых снижается выход жидких продуктов и увеличивается отложение кокса на катализаторе. Реакции экзотермичны, количество выделяемого тепла зависит от содержания серы и непредельных углеводородов в сырье.

Давление

С повышением общего давления в системе увеличивается глубина обессеривания сырья, уменьшается количество образование кокса и увеличивается срок службы катализатора. Процесс проводится под давлением 3,0-5,0 МПа. Вблизи верхнего предела рост глубины обессеривания от повышения давления незначителен. Гидрированию, в основном, способствует не повышение общего давления в системе, а то, что с повышением общего давления возрастает парциальное давление водорода. При увеличении парциального давления водорода до 3,0 МПа, глубина гидрирования сернистых соединений увеличивается быстро, а выше 3,0 МПа – весьма незначительно.

Объемная скорость подачи сырья

Объемной скоростью называется отношение объема жидкого сырья, подаваемого в реактор в единицу времени, к объему катализатора. Меньшим значениям объемной

скорости соответствуют более жесткие условия процесса. С увеличением объемной скорости уменьшается время пребывания сырья в реакторе и, наоборот, с уменьшением объемной скорости увеличивается время контакта сырья с катализатором и, следовательно, увеличивается глубина превращения. Однако с уменьшением объемной скорости уменьшается количество пропускаемого через реактор сырья, то есть уменьшается производительность установки. Поэтому для каждого вида сырья определяется максимально допустимая объемная скорость, при которой осуществляют процесс.

При подборе объемной скорости учитывается фракционный и химический состав сырья, состояние катализатора. Обычно, в зависимости от требуемой глубины очистки выбирают объемную скорость в пределах 1,0-2,5 $час^{-1}$. Температура и давление, при которых происходит процесс гидрирования, также влияют на результат процесса.

Кратность циркуляции водородсодержащего газа

Термодинамические расчеты показывают, что уже в присутствии теоретически необходимого количества водорода реакции гидрирования могут протекать практически нацело. Однако скорость реакции при этом будет крайне мала вследствие низкого парциального содержания водорода, поэтому процесс гидроочистки проводят с избыточным количеством водорода. При повышении содержания водорода в газосырьевой смеси скорость процесса увеличивается, однако заметное возрастание скорости реакции происходит только до определенного предела. Увеличение объема циркулирующего водорода также снижает образование кокса на катализаторе. В настоящее время в промышленности применяется в основном гидроочистка с рециркуляцией водородсодержащего газа.

Относительное количество подаваемого в реактор водородсодержащего газа выражается объемом циркулирующего газа в нормальных кубометрах (количество кубометров водородсодержащего газа, приходящихся на один кубометр жидкого сырья). Для гидроочистки дизельных фракций рекомендуется кратность циркуляции не менее 200 $нм^3/м^3$ ВСГ к сырью при концентрации водорода не менее 70% об. и его парциальном давлении не менее 2,6 МПа.

Активность катализатора

Чем выше активность катализатора, тем с более высокой объемной скоростью можно проводить процесс и достигать большей глубины очистки. С течением времени активность катализатора падает за счет отложения кокса и металлов на его поверхности.

Снижение парциального давления водорода в циркулирующем газе и ужесточение режима процесса способствуют закоксовыванию катализатора. Поэтому периодически (раз в год) проводят окислительную регенерацию катализатора. В результате кокс, отложившийся на поверхности катализатора, выгорает и активность катализатора в значительной мере восстанавливается.

Постепенно катализатор утрачивает каталитические свойства в результате рекристаллизации и изменения структуры поверхности, а также за счет адсорбции на поверхности металлоорганических и других веществ, блокирующих активные центры. В этом случае катализатор заменяют свежим.

Процесс гидроочистки основан на реакциях умеренной гидрогенизации, в результате которых органические соединения серы, кислорода и азота превращаются в присутствии донора водорода и катализатора в углеводороды с выделением сероводорода, воды и аммиака. Олефины превращаются, в зависимости от их природы, в более стабильные углеводороды парафинового и нафтенового рядов. Относительная скорость и глубина протекания реакций зависит от условий процесса, физико-химических свойств сырья, применяемого катализатора и его состояния. Металлы, содержащиеся в сырье, практически полностью отлагаются на катализаторе. Ванадий удаляется на 96-100%, никель – на 93-96%.

Реакции сернистых соединений

Серосодержащие соединения (меркаптаны, сульфиды ациклического и циклического строения, дисульфиды и тиофены и бензтиофены) при гидроочистке превращаются в парафиновые или ароматические углеводороды с выделением сероводорода.

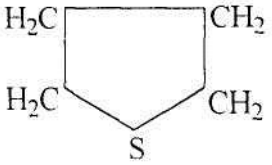
Меркаптаны:

$RSH + H_2 \rightarrow RH + H_2S$

Алициклические сульфиды:

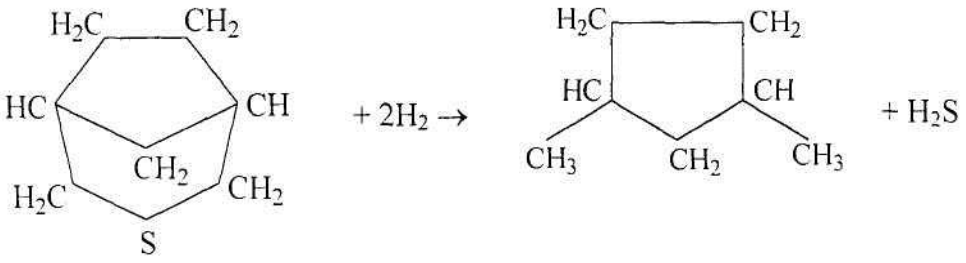
$RSR' + 2H_2 \rightarrow RH + R'H + H_2S$

Моноциклические сульфиды:



$+ 2H_2 \rightarrow CH_3 - CH_2 - CH_2 - CH_3 + H_2S$

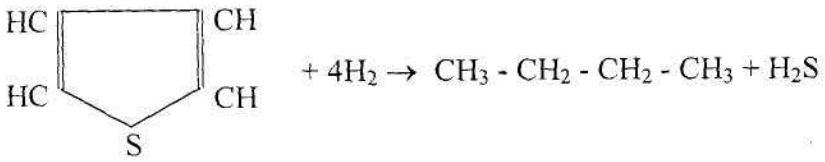
Бициклические сульфиды:



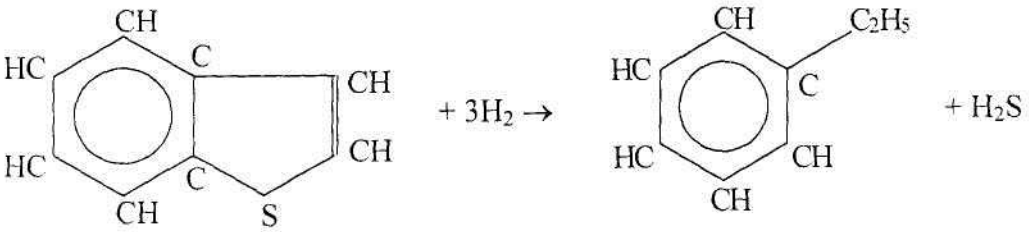
Дисульфиды:

$RSSR' + 3H_2 \rightarrow RH + R'H + 2H_2S$

Тиофены:



Бензтиофены:

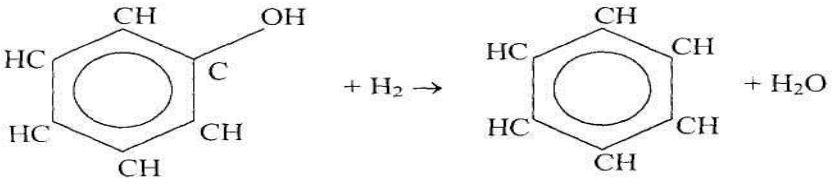


Из всех сернистых соединений легче подвержены гидрированию меркаптаны, сульфиды, труднее всего – тиофены. При условиях, когда сульфиды гидрируются на 95%, глубина превращения тиофенов составляет 40-50%.

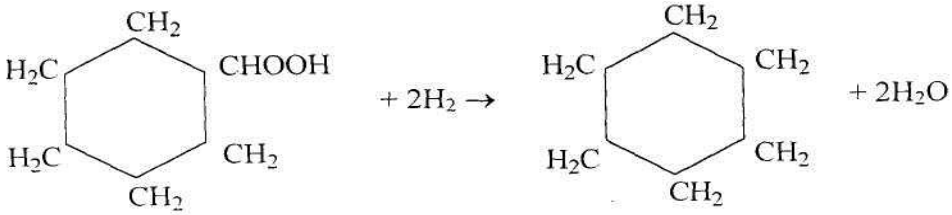
Скорость гидрообессеривания уменьшается с увеличением молекулярной массы нефтяных фракций. Легкие прямогонные бензиновая и керосиновая фракции очищаются значительно легче, чем фракции дизельного топлива, характеризующиеся более высокой молекулярной массой и содержанием сернистых соединений, близких по строению к тиофену.

Реакции кислородных и азотистых соединений

Фенол



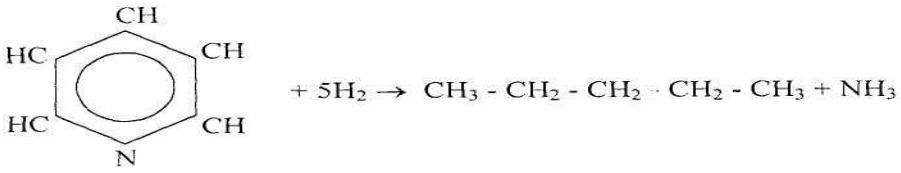
Гидроперекись циклогексана



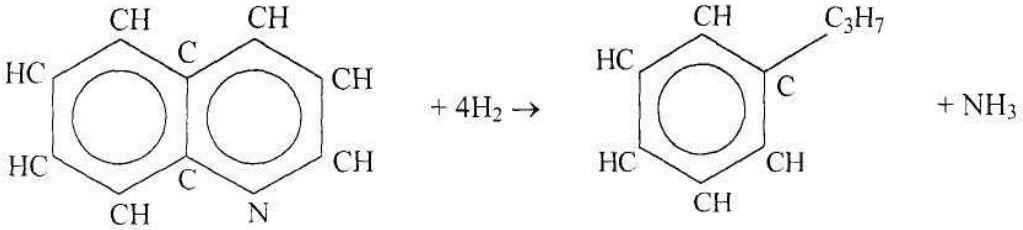
Гидроперекись гептана

$C_7H_{15}OOH + 2H_2 \rightarrow C_7H_{16} + 2H_2O$

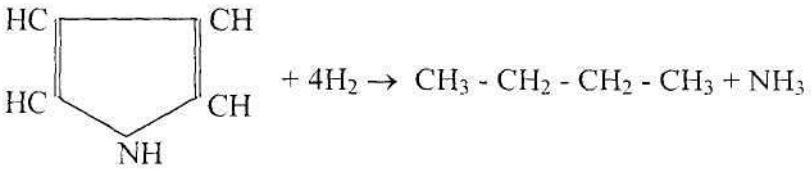
Пиридин



Хинолин



Пиррол



Установлено, что пиридин, пиперидин и пиррол удаляются сравнительно легко, а хинолин, анилин и, особенно, м-крезол – труднее.

Реакции углеводородов

В процессе гидроочистки одновременно с реакциями сернистых, кислородных и азотистых соединений протекают также многочисленные реакции углеводородов:

- изомеризация парафиновых и нафтеновых углеводородов;
- насыщение непредельных углеводородов;
- гидрокрекинг;
- гидрирование ароматических углеводородов и др.

Описание технологического процесса гидроочистки дизельного топлива.

Дизельная фракция из бокового кармана колонны К-202 охлажденный в теплообменнике Т-202, за счёт потока обессоленной сырой нефти, до температуры 150°С, насосом Н-206 направляется в печь П-401 секции С-400 через теплообменник Т-401. В поток дизельной фракции подаётся циркулирующий водородсодержащий газ (ВСГ), нагнетаемый компрессором ГК-401. Расход сырья в тройник смешения с водородсодержащим газом регулируется прибором FIRCSA. При понижении уровня в кармане отбора дизельной фракции колонны К-202 менее 90 % шкалы прибора на щит оператора подается звуковой и световой сигнал от прибора уровнемера LIRA. При снижении давления на выкиде насоса Н-206 ниже 4,8 МПа или повышении более 6,0 МПа на щит оператора подается звуковой и световой сигнал от прибора PIRA. При снижении расхода дизельной фракции менее 40 т/час от прибора расода FIRCSA подается предупредительный сигнал. При снижении расхода сырья на смешение менее 30 т/час включается звуковой и световой сигнал и через 10-15 секунд закрывается пневмозадвижка на выкиде насоса. При понижении расхода ВСГ ниже 17000 нм³/час срабатывает звуковая и световая сигнализация, а при 11000 нм³/час и ниже срабатывает блокировка и закрывается отсекатель на линии топливного газа к основным горелкам в печи П-401.

Давление дизельной фракции перед подачей смеси в змеевик печи поддерживается до 7,0 МПа изб. Для предотвращения прорыва ВСГ обратным ходом в сырьевой тракт на линии ВСГ устанавливается запорно-регулирующий клапан исполнения «НЗ», который срабатывает (закрывается) при понижении расхода сырья ниже критической величины в тройник смешения.

При понижении расхода сырья ниже критической величины срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Далее газожидкостная смесь дизельной фракции с водородсодержащим газом подаётся в трубное пространство теплообменника Т-401. В теплообменнике Т-401 смесь нагревается за счет тепла потока, выходящего из реактора Р-402. Температура и давление сырьевой смеси регистрируется приборами TIR и PIR установленные на трубопроводах сырья на выходе из теплообменника Т-401.

После теплообменника Т-401 газосырьевая смесь поступает в печь П-401 и проходит через змеевики в конвекционной и радиантной камерах, где нагревается за счет тепла сжигаемого топлива.

Температура потока на выходе из печи П-401 регистрируется прибором TIR. В связи с этим установлены клапаны на подаче топлива к форсункам печи, и при превышении максимального или минимального предела сначала срабатывает сигнализация, затем срабатывает защита и отключение подачи топлива на горелки печи.

При повышении температуры на выходе из печи П-401 выше 420°С срабатывает звуковая и световая сигнализация. Для контроля и регулирования процесса горения в печи П-401 устанавливаются две термопары для замера температуры перевала. Показания регистрируются приборами TIRCAH. Газосырьевая смесь после печи П-401 последовательно проходит ректоры Р-401 и Р-402. В реакторах на катализаторе в присутствии водородсодержащего газа происходит обессеривание дизельного топлива. При контакте сырья с катализатором происходит гидрирование серо-, азото-, кислородосодержащих органических соединений и непредельных углеводородов. Давление в реакторах Р-401,Р-402 поддерживается в пределах 6,0 МПа газового потока из сепаратора С-401. Температура держится в пределах 350-420 °С.

В реакторах установлены по три многозонных термопары TIRAH для контроля температуры в слое катализатора. И при превышении температуры в слое катализатора более 420°С срабатывает световая и звуковая сигнализация.

Для контроля за температурой наружных стенок и штуцеров реакторов на каждом реакторе установливаются по 22 поверхностных термопары, показания которых выведены на приборы. При повышении температуры наружных стенок и штуцеров реактора выше 230°С срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Для контроля за давлением, температуры по реакторам, на входе и выходе из реакторов установлены приборы PIR и TIR для замера давления, температуры входа, выхода.

Из реактора Р-402 газопродуктовая смесь поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-401, где охлаждается до температуры 180°С, которая регистрируется с помощью прибора TIR. Затем смесь направляется в сепаратор горячего потока С-401, где происходит разделение газовой и жидкой фазы. С низа сепаратора выводится нестабильный гидрогенизат. Уровень в сепараторе С-401 регулируется прибором LIRC. При достижении в сепараторе минимального уровня 20% и максимального уровня 80% срабатывает звуковая и световая сигнализация от сигнализаторов уровня. Давление в сепараторе С-401 регистрируется прибором PIR и составляет до 6,0 МПа.

Сверху сепаратора С-401 смесь водородосодержащего газа и несконденсировавшихся углеводородов направляется в аппарат воздушного охлаждения АВО-405 затем в межтрубное пространство конденсатора-холодильника Х-401 где охлаждается до температуры 45°С, которая регистрируется с помощью прибора TIR, и направляется в трехфазный сепаратор холодного потока С-402. В сепараторе смесь разделяется на водородсодержащий газ, гидрогенизат и водяной конденсат.

Гидрогенизат из сепаратора С-402 смешивается с потоком нестабильного гидрогенизата из первого сепаратора С-401 и подается в стабилизационную колонну К-401 через теплообменник Т-403. Температура потока регистрируется прибором TIR. Уровень в сепараторе С-402 регулируется прибором LIRC. Давление в сепараторе С-402 регистрируется прибором PIR. Отстоявшаяся вода с низа сепаратора автоматически или периодически вручную дренируется через клапан-регулятор уровня LIRC в емкость Е-101. С верха сепаратора С-402 водородосодержащий газ направляется в абсорбер А-401 на аминовую очистку.

Гидрогенизат из сепараторов С-401,402 проходит через трубное пространство теплообменника Т-403, где нагревается за счёт тепла отходящего потока дизельного топлива, и поступает в стабилизационную колонну К-401. Температура гидрогенизата регистрируется прибором TIR.

Сверху колонны К-401 выводятся пары бензина, сероводород и углеводородный газ, которые проходят через аппарат воздушного охлаждения АВО-403, где охлаждаются до температуры 65-85°С и поступают в сепаратор С-407. Температура потока после АВО-403 регистрируется прибором TIR. На выходе углеводородов из АВО-403 предусмотрено регулирование температуры, за счет изменения скорости вращения лопастей вентилятора АВО-403.

Температура верха колонны К-401 регулируется прибором TIRC, клапан которого установлен на линии подачи орошения в колонну К-401 от насоса Н-403. Расход орошения регистрируется прибором FIR. Давление верха колонны К-401 составляет 0,52 МПа изб. и

регистрируется и регулируется прибором PIRAH. Колонна оборудуется двумя уровнемерами, один связан с клапаном-регулятором уровня, и второй уровнемер связан с сигнализацией предельно-допустимого уровня, при понижении менее 20% шкалы прибора и повышении более 80% шкалы прибора.

В сепараторе С-407 происходит разделение углеводородного газа и бензиновой фракции. Углеводородный газ с верха сепаратора С-407 направляется в сепаратор С-601 для дальнейшей очистки его от сероводорода. Давление в сепараторе С-407 составляет 0,45 МПа изб. и регулируется прибором PIRC. Давление в колонне К-401 регистрируется прибором PIRAH и при повышении давления более 0,5 МПа срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Расход газа из С-407 регистрируется прибором FIR. Бензиновая фракция из сепаратора С-407 поступает на прием насоса Н-403. Часть потока подается на орошение в К-401, а избыточное количество направляется в сборник С-601.

Уровень бензиновой фракции в сепараторе С-407 регулируется прибором LIRCA, клапан которого установлен на линии откачки бензина с установки. При достижении минимального уровня 20% и максимального уровня 80% срабатывает звуковая и световая сигнализация. Расход бензиновой фракции в секцию АТ регистрируется прибором FIR.

С низа колонны дизельное топливо поступает на прием насоса Н-401, который осуществляет циркуляцию дизельного топлива через печь П-403. За счет этого в низ колонны подводится тепло, обеспечивающее нормальную ее работу. Температура низа колонны составляет 280-305 °С и регистрируется прибором TIR. Расход потока в печь регулируется прибором FIRC, клапан которого установлен на трубопроводе подачи в колонну К-401.

Насосом Н-401 дизельное топливо также откачивается в товарный парк, отдавая своё тепло входящему в колонну К-401 потоку гидрогенизата. Расход дизельного топлива регулируется приборами LIRCA с коррекцией сигнала от уровня в колонне К-401. При достижении уровня в колонне 20% и 80% срабатывает звуковая и световая сигнализация соответственно по минимальному и максимальному уровню. При понижении уровня в колонне К-401 до блокировочного значения от прибора LIRCA подается сигнал на автоматическое отключение насоса Н-401, закрытие отсекателей, установленных на приеме и выкиде насоса.

Температура и расход дизельного топлива на выходе с установки регистрируется приборами TIR и FIR.

Отделение гидроочистки судового топлива

Сырье – смесь газойлевой фракции из К-302 проходит через межтрубное пространство теплообменников Т-203, Т-602 и затем подается на приём насоса Н-305. Из сепаратора С-603 насосом Н-603 забирается бензиновая фракция и подаётся на выкид насоса Н-305. Далее, соединённые оба потока, направляются в трубное пространство теплообменника Т-402 откуда направляется в печь П-402. В этот же поток подается на смешение циркулирующий водородсодержащий газ с компрессора ГК-401. В теплообменнике Т-402 сырье нагревается за счет тепла потока, выходящего из реактора Р-404. Температура и давление сырья регистрируется приборами TIR, PIR, установленных на трубопроводах сырья. Расход сырья в тройник смешения регулируется прибором FIR. Давление перед подачей смеси в печь поддерживается около 7,0 МПа.

Для безопасной эксплуатации насосов Н-305 и Н-603 предусмотрена сигнализация и блокировка на остановку насоса по предельному значению параметров уровней жидкости на глухой тарелке колонны К-302 и сепаратора С-603. При понижении расхода сырья ниже критической величины срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Для предотвращения прорыва ВСГ обратным ходом в сырьевой трубопровод, установлен запорно-регулирующий клапан нормально закрытого исполнения «НЗ», который срабатывает (закрывается) при понижении расхода сырья ниже критической величины подаваемого в тройник смешения.

Расход циркулирующего водородсодержащего газа в тройник смешения регистрируется прибором FIRCA. При понижении расхода ВСГ ниже 8500 нм³/час срабатывает звуковая и световая сигнализация, а при 5500 нм³/час и ниже срабатывает блокировка и закрывается отсекатель на линии топливного газа к основным горелкам печи П-402.

Часть водородосодержащего газа направляется на вход реактора Р-404 (квенч) для снижения температуры. Температура сырья перед реакторами регулируется прибором TIRC.

Температура потока на выходе из печи П-402 регистрируется прибором TIR. Для контроля давления потока установлен клапан PIRCA, и при повышении максимального или минимального предела сначала срабатывает сигнализация, затем срабатывает защита.

При повышении температуры на выходе из печи П-402 выше 420°С срабатывает звуковая и световая сигнализация. Для контроля и регулирования процесса сгорания топлива в печи П-402 с каждой стороны установлены две термопары для замера температуры перевалов. Показания регистрируются прибором TIRCA.

Газосырьевая смесь после печи П-402 с температурой 390°С последовательно проходит ректоры Р-403 и Р-404. Затем поток газопродуктовой смеси проходит межтрубное пространство теплообменника Т-402, где охлаждается до температуры 180°С, отдавая тепло газосырьевому потоку, идущему в печь П-402.

При контакте сырья с катализатором происходит гидрирование серо-, азото-, кислородосодержащих органических соединений и непредельных углеводородов. Так как эти реакции протекают с выделением тепла, то температура в реакторах может повышаться. Поэтому для снижения температуры на входе в реакторы Р-404 предусмотрена подача холодного ВСГ с компрессора ГК-401. Регулирование осуществляется с помощью прибора TIRCA, который установлен на трубопроводе подачи ВСГ в реакторы Р-404.

В реакторах установлены по три многозонные термопары для контроля температуры в слое катализатора TIRA. И при превышении температуры в слое катализатора более 420°С срабатывает световая и звуковая сигнализация.

Для контроля за температурой наружных стенок и штуцеров реакторов, на каждом реакторе устанавливаются по 22 поверхностных термопары, показания которых выведены на приборы операторной. При повышении температуры наружных стенок и штуцеров реактора выше 230°С срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Для контроля за давлением и температурой по реакторам, на входе и выходе из реакторов установлены приборы для замера давления и температуры PIR и TIR. Температура газопродуктовой смеси на выходе из Т-402 регистрируется прибором TIR.

После теплообменника Т-402, газопродуктовая смесь с температурой 180°С, которая регистрируется с помощью прибора TIR, направляется в сепаратор горячего потока С-404, где происходит разделение газовой и жидкой фазы. Отделившаяся газовая часть из сепаратора С-404, охлаждается в аппарате воздушного охлаждения АВО-406 затем холодильнике Х-402 до 45°С и поступает в трехфазный сепаратор холодного потока С-405. В сепараторе смесь разделяется на водородсодержащий газ, гидрогенизат и водяной конденсат. Уровень в сепараторе С-405 регулируется прибором LIRC. При достижении в сепараторе минимального уровня 20% и максимального уровня 80% срабатывает звуковая и световая сигнализация от датчиков уровня. Давление в сепараторе С-405 регистрируется прибором PIR. С верха сепаратора С-405 водородосодержащий газ направляется в абсорбер А-401 на аминовую очистку.

Жидкая фаза нестабильного гидрогенизата с низа сепаратора С-404 и жидкая фаза с сепаратора С-405 смешиваются и общий поток направляется через теплообменник Т-404 в колонну стабилизации К-402. Уровень в сепараторе С-406 регулируется прибором LIRC.

При достижении в сепараторе С-406 минимального уровня 20% и максимального уровня 80% срабатывает звуковая и световая сигнализация. Температура входа гидрогенизата в колонну К-402 регистрируется прибором TIR.

С верха колонны К-402 выводятся пары бензина, сероводород и углеводородный газ, которые проходят через аппарат воздушного охлаждения АВО-404, где охлаждаются до температуры 65-85°С и поступают в сепаратор С-408. Температура потока после АВО-404 регистрируется прибором TIR. На выходе углеводородов из АВО-404 предусмотрено регулирование температуры, за счет изменения скорости вращения лопастей вентилятора АВО-404.

Температура верха колонны К-402 регулируется прибором TIRCA, клапан которого установлен на линии подачи орошения от насоса Н-404, а избыточное количество бензина-отгона выводится в сборник С-601. Расход орошения регистрируется прибором FIR. Давление верха колонны К-402 регистрируется прибором PIRAH.

В сепараторе С-408 происходит разделение углеводородного газа, бензина и воды. Углеводородный газ с верха сепаратора С-408 направляется в сепаратор С-601.

Уровень бензина-отгона в сепараторе С-408 регулируется прибором LIRCA, клапан которого установлен на линии откачки бензина в К-203. При достижении минимального уровня 20% и максимального уровня 80% срабатывает звуковая и световая сигнализация. Расход бензина отгона регистрируется прибором FIRA.

Стабилизированное судовое топливо с низа колонны К-402 насосом Н-402 откачивается в товарный парк, отдавая своё тепло входящему потоку в К-402 в теплообменнике Т-404, а так же входящему потоку нефти на установку в теплообменнике Т-102 секции 100 затем доохлаждаясь в холодильнике Х-402 поступает на склад. Температура на выходе из колонны К-402 составляет около 300 °С и регистрируется прибором TIRA. Расход судового топлива регулируется прибором LIRCA с коррекцией сигнала от уровня в колонне К-402. При достижении уровня в колонне 20% и 80% срабатывает звуковая и световая сигнализация по минимальному и максимальному уровню. При понижении уровня в колонне К-402 до блокировочного значения от прибора LIRCA подается сигнал на автоматическое отключение насоса Н-402 закрытие отсекателей ПО установленных на приеме и выкиде насоса.

Подвод тепла в низ колонны осуществляется циркуляцией судового топлива через печь П-404. Расход регулируется прибором FIRC, клапан установлен на трубопроводе подачи в колонну К-402. Давление в колонне К-402 регистрируется прибором PIRAH, при повышении давления более 0,5 МПа срабатывает звуковая и световая сигнализация.

Температура и расход фракции гидроочищенного судового топлива на выходе с установки регистрируется прибором TIR и FIR.

Узел очистки и компримирования циркулирующего водородсодержащего газа

Циркулирующий водородсодержащий газ из сепараторов высокого давления С-402 и С-405 поступает в нижнюю часть абсорбера А-401. В верхнюю часть абсорбера насосом Н-405 подается регенерированный раствор МДЭА с низа десорбера Д-401, проходящий через теплообменник Т-406 , аппарат воздушного охлаждения АВО-401 и холодильник Х-403 через расходную диафрагму FIR. Абсорбер оборудуется насадкой типа «Зульцер».

Очищенный водородсодержащий газ с верха А-401 объединяясь с потоком очищенного углеводородного газа на выходе из абсорбера А-602 и направляется в секцию 500 на производство водорода. С низа А-401 насыщенный сероводородом раствор под собственным давлением поступает в сепаратор С-409.

Для обеспечения безопасности при пуске циркуляционного компрессора ГК-401, предусмотрена блокировка, которая дает разрешение на пуск при минимальном значении следующих параметров:

1. Давление воздуха на обдув электродвигателя при пуске компрессора PISAL – 25 мм вод.ст.
2. Давление масла в системе смазки при пуске компрессора PISAL — 0,18 МПа.
3. Давление газа во всасывающем трубопроводе при пуске компрессора PISAL – 0,3 МПа.
4. Отсутствие зацепления валоповоротного механизма.

Для безопасной эксплуатации циркуляционного компрессора ГК-401 предусматривается сигнализация и блокировка на остановку компрессора по предельному значению следующих параметров:

5. Давление воздуха на обдув электродвигателя компрессора PISAL – при 15 мм вод.ст. сигнализация, блокировка при 10 мм вод. ст.
6. Давление масла в системе смазки компрессора PSAL – сигнализация при 0,14 МПа, блокировка при 0,12 МПа.
7. Давление ВСГ на приеме компрессора PSAL – сигнализация при 0,5 МПа, блокировка при 0,3 МПа.
8. Давление ВСГ на нагнетании компрессора PISAH сигнализация – при максимальном давлении 5,5 МПа, блокировка – при максимальном давлении 5,8 МПа.

9. Температура коренного подшипника компрессора TIRSAH – сигнализация – при максимальной температуре 60°С, блокировка – при максимальной температуре 65°С.
10. Температура ВСГ на нагнетании компрессора TIRSAH – сигнализация – при максимальной температуре 110 °С, блокировка – при максимальной температуре 120 °С.
11. Уровень жидкости в сепараторе С-411 на приеме компрессора регистрируется прибором LIRAH-404. При достижении максимального уровня 20% срабатывает звуковая и световая сигнализация, а при достижении максимального уровня 50% от прибора LSAH-406 происходит остановка компрессора. Для безопасного пуска, эксплуатации и остановки компрессора ГК-401 также предусматриваются отсекатели установленные на всасе, нагнетании, байпасе компрессора и сбросе на факел.

Уровень в абсорбере А-401 регулируется прибором LIRC, клапан которого установлен на трубопроводе вывода раствора МДЭА из А-401. При снижении уровня в А-401 менее 20% шкалы прибора или повышении более 80% шкалы прибора на щит оператора подается звуковая и световая сигнализация от прибора LIA.

Отработанный аминовый раствор из сепаратора С-409 подаётся через теплообменник Т-406 в десорбер Д-401. В нижней части десорбер оборудован термосифонным ребойлером Т-405 для отпарки сероводорода. Ребойлер обогревается горячим потоком газойлевой фракции из колонны К-301. С низа десорбера регенерированный раствор МДЭА через клапан-регулятор уровня LIRCA насосом Н-405 через теплообменник Т-406 направляется в абсорбер А-401. Рабочее давление в десорбере не выше 0,2 МПа (PIRC). Температура низа - не более 125°С (TIRC), верха - не более 115°С (TIRA).

С верха десорбера влажный сероводород, охлаждаясь в холодильнике Х-406, поступает в сепаратор С-410. Сконденсировавшаяся кислая вода с нижней части сепаратора С-410 поступает, в качестве орошения, на верхнюю тарелку десорбера Д-401, а с верха сепаратора сероводород направляется в секцию 700 на производство серы.

Сепаратор-отбойник С-410 оборудуется уровнемером LIRA. При наборе уровня жидкой фазы более 50% шкалы прибора на щит оператора подается звуковая и световая сигнализация.

Предусматривается возможность дренирования жидкости в факельную емкость самотеком и за счет создания избыточного давления азотом до 0,4 МПа.

27. Характеристика сырья, материалов, полупродуктов и энергоресурсов

Наименование сырья, материалов, полупродуктов	Государственный или отраслевой стандарт, СТП, ТУ, регламент или методика на подготовку сырья	Показатели качества, обязательные для проверки	Регламентируемые показатели с допустимыми отклонениями
1. Сырье			
1.1. Сырьевая нефть		Приведёны показатели выше	
2. Материалы			
Метилдиэтаноламин	ТУ 2423-005-11159873-2010	Внешний вид	Прозрачная жидкость без механических включений от бесцветного до желтого цвета
		Плотность при 20°С, кг/м^3	1038 – 1046
		Цветность, ед. Хазена, не более	80
Катализатор ТК-743		Насыпная плотность, кг/м^3	600
		Размер	1/8"
		Форма	трилистник
Диметилдисульфид (DMDS)	ТУ 6-09-13-439-75	Внешний вид	Бесцветная или светло-желтая жидкость
Адсорбент сернистых	ТУ 2165-018-94262278-2012	1. Внешний вид 2. Диаметр гранул, мм	экструдаты 3,5-5,5

соединений KNT-SR		3. Насыпная плотность, г/см 4. Индекс прочности на раскалывание, кг/мм 5. Массовая доля потерь адсорбента при прокаливании при температуре 900 ^{0}C, не более 6. Массовая доля оксида цинка (ZnO), %, не менее 7. Сероёмкость, %, не менее 8. Массовая доля пыли и крошки, %, не более	1,1-1,4 0,8 13,5 90 30 3
Катализатор ИК-ГО-1	ТУ 2177-019-44912618-2007	1. Массовая доля активных компонентов катализатора, % в пределах: - триоксида молибдена (MoO_3) - оксида кобальта (CoO) 2. Форма гранул 3. Массовая доля примесей, %, не более - оксида натрия (Na_2O) 4. Насыпная плотность катализатора, г/см^3 5. Диаметр гранул, мм 6. Индекс прочности, кг/мм, не менее 7. Ожидаемое содержание серы в гидрогенизате, %, менее, ppm	 15,0-18,0 4,0-5,0 Трилистник 0,02 0,6-0,8 1,2-1,6 2,2 10
Катализатор КГШ-08	ТУ 2177-044-33160428-2008	1. Массовая доля активных компонентов катализатора, % в пределах: -триоксида молибдена (MoO_3) - оксида никеля (NiO) 2. Форма гранул 3. Массовая доля примесей, %, не более - оксида натрия (Na_2O) 4. Насыпная плотность катализатора, г/см^3 4. Диаметр гранул, мм	 17,4-18,0 4,2-4,5 шариковая 0,05 0,45-0,5 1,8-2,1

Силламяйский нефтеперрерабатывающий завод, Эстония

		5. Индекс прочности, кг/мм, не менее 6. Массовая доля крошки, %, не более 7. Ожидаемое содержание серы в гидрогенизате, %, менее, ppm	 2,1 1,0 500
Катализатор НК-233	СТО 43919676-004-2009	1. Насыпная плотность катализатора , г/см^3 2. Форма гранул 3. Размер гранул, мм, в пределах - диаметр - длина 4. Массовая доля влаги, %, не более 5. Массовая доля крошки и пыли размером менее 1 мм, %, не более 6. Общий объём пор, см^3/г, не менее 7. Удельный поверхность, м^2/г, не менее 8. Ожидаемое содержание серы в гидрогенизате, %, менее, ppm	0,6-0,8 трилистник 1,3-2,0 4,0-10,0 3,0 0,5 0,5 230 350
Катализатор ТК-10		1. Насыпная плотность катализатора не менее, г/см^3 2. Размер гранул: -внешний диаметр×высота, мм×мм -внешний диаметр отверстий 3.Механическая прочность на раздавливание по образующей, кг/мм, не менее 4. Форма 5. Массовая доля компонентов катализатора, % в пределах: - оксида алюминия (AL_2O_3), % -оксида магния (MgO), %	0,8 16×11 3,4 2 Таблетки в форме цилиндров с семью сквозными аксиальными отверстиями и выпуклыми краями 65÷75 25÷35

3. Полупродукты			
Обессоленная нефть после ЭДГ-102		Содержание солей, мг/л	5,0
Прямогонная фракция дизельного топлива с насоса Н-206		Фракционный состав: – при 350°С перегоняется, % об., не менее – 95% об. перегоняется при температуре, °С, не выше	 85 360
Углеводородный газ		1. Объемная доля сероводорода, %, не более	0,5
Циркулирующий водородсодержа-щий газ		1. Объемная доля сероводорода 2. Объемная доля водорода при гидроочистки %, не ниже: а) диз.топлива; б) судового топлива	0,1 70 70
Сероводородсодержащий газ		1. Объемная доля сероводорода, %, не менее	94,0
Гидроочищенное дизельное топливо		1. Цетановое число, не ниже 2. Температура вспышки, определяемая в закрытом тигле, ^{o}С, не ниже 3. Массовая доля серы, %, не более 4. Испытание на медной пластинке	51 55 0,001 выдерживает
Гидроочищенное судовое топливо		1. Цетановое число, не ниже 2. Температура вспышки, определяемая в закрытом тигле, ^{o}С, не ниже 3. Массовая доля серы, %, не более 4. Испытание на медной пластинке	40 62 0,1 выдерживает
Свежий водородсодержащий газ		1. Объемная доля водорода, %, не менее	70
Водород с блока производства водорода		1. Объемная доля водорода, %, не менее	99,6
Азот газообразный	ГОСТ 9293-74	1. Объемная доля азота, %, не менее	99,6

технический 1 сорт	с изм. 1,2,3	2. Объемная доля кислорода, %, не более 3. Объемная доля водяного пара в газообразном азоте, %, не более 4. Содержание масла в газообразном азоте 5. Содержание масла, механи- ческих примесей и влаги в жидком азоте 6. Объемная доля водорода, %, не более 7. Объемная доля суммы углеродсодержащих соединений в пересчете на CH_4, %, не более	0,4 0,009 не нормир. не нормир.
4. Энергоресурсы			

Нормы технологического режима

№ п/п	Наименование стадий процесса, аппараты, показатели режима	Номер позиции прибора на схеме	Единица измерения	Допускаемые пределы технологических параметров	Требуемый класс точности измерительных приборов
1	2	3	4	5	6
1.	**Сырьевые насосы**				
1.1.	Расход сырья	FIRCSA	т/час	40 – 50	2
1.2.	Давление сырья	PIRA	МПа	4,2 – 7,0	1,5
2.	**Циркуляционные компрессоры**				
2.1.	Количество циркулирующего ВСГ	FIRSA	$нм^3$/час	Не менее 7500	2,5
2.2.	Соотношение ВСГ к сырью		$нм^3/м^3$	Не менее 250	
2.3.	Давление на приеме	PIRC	МПа	Не менее 2,0	1,5
2.4.	Давление на выкиде	PIR	МПа	Не более 6,0	1,5
2.5.	Перепад давления между выкидом и приемом		МПа	Не более 1,8	
2.6.	Содержание сероводорода в циркулирующем ВСГ		% об.	Не более 0,3	
3.	**Печь нагрева газосырьевой смеси**				
3.1.	Температура на выходе	TIRC	°С	Не выше 420	1,0
3.2.	Температура дымовых газов на перевалах	TIR	°С	Не выше 800	1,5
3.3.	Содержание кислорода в дымовых газах		% об.	Не более 8,0	
4.	**Реакторы**				
4.1.	Температура в слое катализатора	TIR	°С	Не выше 420	1,0
4.2.	Давление	PIR	МПа	Не более 5,0	1,5
5.	**Печь нагрева горячей струи К-401**				
5.1.	Расход горячей струи	FIRCSA	$м^3$/час	Не менее 35	2,0
5.2.	Температура на выходе	TIRC	°С	Не более 350	1,0
5.3.	Температура газов на перевале	TIR	°С	Не более 800	1,0
6.	**Печь нагрева горячей струи К-402**				
6.1.	Расход горячей струи	FIRCSA	$м^3$/час	Не менее 60	2,0

6.2.	Температура на выходе	TIRC	°С	Не более 350	1,0
6.3.	Температура газов на перевале	TIR	°С	Не более 800	1,0
7.	**Колонна К-401**				
7.1.	Температура верха	TIRC	°С	Не более 120	1,0
7.2.	Температура низа	TIR	°С	Не более 280	1,0
7.3.	Давление	PIR	МПа	Не более 1,5	1,5
7.4.	Уровень	LIRC, LIA	% шкалы	20 - 80	1,5
8.	**Колонна К-402**				
8.1.	Расход раствора МДЭА	FIR	$м^3$/час	Не менее 10	2,0
8.2.	Температура низа	TIR	°С	Не более 60	1,0
8.3.	Давление	PIR	МПа	Не более 0,1	1,5
8.4.	Уровень	LIRC, LISA	% шкалы	30 - 80	1,5
9.	**Колонна А-401**				
9.1	Расход раствора МДЭА	FIR	$м^3$/час	Не менее 65	1,5
9.2	Температура ВСГ на входе	TIR	°С	Не более 60	1,5
9.3	Давление	PIRC	МПа	Не более 4,0	1,5
9.4.	Уровень	LIRC, LIA	% шкалы	20 - 80	1,5
10.	**Колонна А-602**				
10.1.	Расход раствора МДЭА	FIR	$м^3$/час	Не менее 10	2,0
10.2.	Температура раствора МДЭА на входе	TIR	°С	Не более 60	1,0
10.3.	Уровень	LIRC, LIA	% шкалы	20 – 80	1,5
10.4.	Давление		МПа	Не более 1,5	1,5
11.	**Сепаратор С-401**				
11.1	Температура на входе	TIR	°С	Не более 70	1,0
11.2	Уровень	LIRC, LIRA	% шкалы	20 – 80	1,5
11.3.	Давление		МПа	Не более 4,0	1,5
12.	**Сепаратор С-402**				
12.1.	Температура на входе	TIR	°С	Не более 200	1,0
12.2.	Уровень	LIRC, LIA	% шкалы	20 – 80	1,5
12.3.	Давление		МПа	Не более 4,0	1,5
13.	**Сепаратор С-403**				
13.1.	Уровень	LIRA	% шкалы	30 – 80	1,5
13.2.	Давление	PIRA	МПа	0,05 – 0,1	1,5
14.	**Сепаратор С-404**				
14.1.	Температура на входе	TIR	°С	Не более 70	1,0
14.2.	Уровень	LIRC,LIRA	% шкалы	20 – 80	1,5
14.3.	Давление		МПа	Не более 3,8	1,5
15.	**Сепаратор С-405**				
15.1.	Уровень	LIRSA	% шкалы	Не более 20	1,5
15.2.	Давление	PIRCSA	МПа	Не более 1,4	1,5
16.	**Сепаратор С-406**				
16.1.	Температура на входе	TIR	°С	Не более 60	1,0
16.2.	Уровень бензина	LIRCS LIA	% шкалы	30 – 80	1,5
16.3	Уровень воды	LIC	% шкалы	Не более 50	1,5

17.	**Сепаратор С-407**				
17.1.	Уровень	LIRA	% шкалы	Не более 50	1,5
17.2.	Давление		МПа	Не более 0,07	1,5
18.	**Сепаратор С-408**				
18.1.	Уровень	LIRCA	% шкалы	20 - 60	1,5
18.2.	Давление	PIRC	МПа	Не более 0,2	1,5
19.	**Сепаратор С-410**				
19.1.	Уровень	LIA	% шкалы	Не более 20	1,5
19.2.	Давление	PIRCA	МПа	0,02 – 0,1	1,5
20.	**Сепаратор С-411**				
20.1	Температура на входе	TIR	°С	Не более 45	1,0
20.2	Уровень рефлюкса	LIRCSA	% шкалы	30 – 80	1,5
20.3.	Уровень воды	LIA	% шкалы	Не более 80	1,5
20.4.	Давление	PIRC	МПа	Не более 1,5	1,5
21.	**Температура продуктов, откачиваемых с установки**				
21.1.	Дизельное топливо	TIR	°С	Не выше 60	1,0
22.	**Регенерация катализатора**				
22.1.	Расход пара на узел смешения	FIRC FIRC	кг/час	Не менее 6000	1,5
22.2.	Температура острого пара	TIR	°С	Не менее 180	1,0
22.3.	Давление в реакторе	PIR	МПа	Не более 0,3	1,5
22.4.	Температура на выходе из печей	TIR	°С	Не более 550	1,0
22.5.	Расход воздуха - в период выжига кокса - в период прокалки катализатора	 FIR FIR	 нм3/час нм3/час	 60 – 100 1500 – 2000	 2,0 2,0
22.6.	Давление воздуха		МПа	Не менее 0,5	1,5

Технологическая карта паровоздушной регенерации катализатора

		Допустимые пределы
1.	Концентрация кислорода в азоте	0,2 – 0,5 % об.
2.	Давление процесса регенерации	0,2 – 0,3 МПа
3.	Скорость изменения температуры: - при повышении - при понижении	 20 – 25°С/час 20 – 25°С/час
4.	Скорость снижения давления	0,6 – 0,8 МПа/час
5.	Минимальная температура при переходе на водяной пар	270°С

6.	Расход водяного пара на 1 $м^3$ катализатора	400 – 900 $нм^3$/час
7.	Изменение температуры в слое катализатора	30 – 40°С/час
8.	Градиент температур (max) в слое катализатора и потока пара на входе в реактор	60 – 150°С
9.	Температура максимальная в зоне катализатора (для ГКД-202,205, ГП-497)	500°С
10	Пропарка катализатор - температура в слое катализатора - длительность пропарки	 370 – 420°С 3 – 4 часа
11	Начальный период выжига - температура на входе в реактор - концентрация O_2 в потоке пара (для ГКД-202,205, ГП-497) - температура в зоне выжига для катализаторов ГКТ-202,205, ГП-497	 400 – 420°С 0,5 – 1,0% об. 480°С
12	Основной период горения - температура на выходе из печи - концентрация O_2 в потоке пара на входе в реактор - температура в зоне выжига для катализаторов ГКД-202,205, ГП-497 - длительность выжига	 400 – 420°С 5 – 8% об. 430 – 480°С 80 часов
13	Последний период регенерации - температура на выходе из печи, не более - концентрация O_2 на входе в реактор в потоке пара - длительность	 530°С 8 – 15% об. 3 – 4 часа

6.5. Секция 500. Производство водорода

Секция производства водорода предназначается для получения водорода из сухого углеводородного газа переработки нефти на технологической установке. Нефть содержат от 11 до 14 % водорода. Получаемые из нефти светлые продукты (моторные топлива) имеют более высокое содержание водорода, чем исходная нефть. Авиационные бензины содержат более 15%, автомобильные бензины – 14-15% и дизельные топлива – 13-14,5% водорода. Котельные топлива, в состав которых входят тяжёлые фракции нефти, содержат 10-11,5% водорода (меньше, чем в исходной нефти). Ещё ниже содержание водорода в битумах и совсем невелико оно в нефтяном коксе. Нефтезаводские же газы по содержанию водорода (17-20%) превосходят не только нефть, но и моторные топлива. В процессе переработки нефти происходит, таким образом, перераспределение водорода. При углублении переработки нефти, когда выход светлых повышают настолько, что содержание водорода в продуктах больше, чем в исходной нефти, происходит обогащение углеводородов водородом. Процессы переработки нефти оцениваются по эффективности использования водорода.

В состав органической части нефти входят также сера (до 3%), азот (до 0,3%) и кислород (до 1%). В процессе переработки нефти образуются продукты, не содержащие этих элементов. Их переводят в неорганические соединения с водородом (H_2S, NH_3, H2O). Стехиометрический расход H_2 на очистку от серы, азота и кислорода невелик, практически же процессы очистки требуют значительного расхода водорода.

Расход водорода на гидроочистку определяется формулой:

$$n_{H(S)} = m \times S;$$

где:

$n_{H(S)}$ – расход 100%-ого водорода при гидрогенолизе, % масс. на сырьё;

S – содержание серы в сырье, % масс. на сырьё;

m – коэффициент, зависящий от характера сернистых соединений.

Численное значение m:

элементарная сера m = 0,0625;

RSH m = 0,062;

RSR' m = 0,125;

RS_2R' m = 0,0938;

$C_nH_{2n-4}S$ m = 0,2500;

$C_nH_{2n}Sm$ = 0,125.

Предельный вариант по потреблению водорода при переработке нефти – от 1,5 до 2,0% масс. H_2 от перерабатываемой нефти. Более реальное потребление водорода при

значительном развитии гидрогенизационных процессов – от 0,6 до 1,0% масс. H_2 на нефть. При глубокой переработке 1000 тыс. тонн нефти потребуется до 10 тыс. тонн в год (1,2 т/час) 100%-ого водорода.

Сырьё для производства водорода

Сырьём для производства водорода является очищеная от сероводорода смесь сухих газов гидроочистки дизельного топлива, стабилизации нафты с содержанием непредельных углеводородов не более 1-2% и присутствием углеводородов C_4-C_5 в небольших количествах. Свойства и состав газов для получения водорода приведён ниже в таблице.

Свойства углеводородного газа для получения водорода

Name	
Vapour Fraction	1.0000
Temperature (C)	49.51
Pressure (MPa)	0.7800
Molar Flow (kgmole/h)	265.1
Mass Flow (kq/h)	3.66e+003
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	11.90
Heat Flow (kW)	-2263
Liquid Fraction	0.0000
Light Liquid Fraction	0.0000
Heavy Liquid Fraction	0.0000
Vap Frac on a Mass Basis	1.0000
Vap Frac on a Volume Basis	1.0000
Molar Volume (m3/kgmole)	3.419
Actual Volume Flow (m3/h)	906.5
Power (kW)	-2263
Actual Gas Flow (ACT m3/h)	906.5
Actual Liquid Flow (m3/h)	---
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	6261
Std Gas Flow (STD m3/h)	6269
Molecular Weight	13.81
Mass Density (kq/m3)	4.040
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	307.7
Molar Density (kgmole/m3)	0.2925
Average Liquid Density (kgmole/m3)	22.28
Liq Mass Density @Std Cond (kq/m3)	0.5849
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	43.50
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-
Mass Enthalpy (kJ/kq)	-2225
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	131.4
Mass Entropy (kJ/kg-C)	9.515
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1012
Viscosity (cP)	1.239e-002
Surface Tension (mN/m*)	---

Specific Gravity rel Air (rel to air)	0.4769
Watson K	17.45
Kinematic Viscosity (mm2/s*)	3.066
Cp/Cv	1.249

Фракционный состав углеводородного газа для получения водорода

	Наименование	% об.
1.	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000
2.	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000
3.	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000
4.	Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.7127
5.	Comp Mole Frac (Methane)	0.0774
6.	Comp Mole Frac (Ethylene)	0.0000
7.	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0179
8.	Comp Mole Frac (Propene)	0.0000
9.	Comp Mole Frac (Propane)	0.0434
10.	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0896
11.	Comp Mole Frac (i-Butene)	0.0068
12.	Comp Mole Frac (1-Butene)	0.0000
13.	Comp Mole Frac (13-Butadiene)	0.0000
14.	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0341
15.	Comp Mole Frac (cis2-Butene)	0.0000
16.	Comp Mole Frac (tr2-Butene)	0.0000
17.	Comp Mole Frac (H2O)	0.0065
18.	Comp Mole Frac (36-40*)	0.0035
19.	Comp Mole Frac (40-50*)	0.0013
20.	Comp Mole Frac (50-60*)	0.0013
21.	Comp Mole Frac (60-70*)	0.0012
22.	Comp Mole Frac (70-80*)	0.0012
23.	Comp Mole Frac (80-90*)	0.0010
24.	Comp Mole Frac (90-100*)	0.0008
25.	Comp Mole Frac (100-110*)	0.0005
26.	Comp Mole Frac (110-120*)	0.0003
27.	Comp Mole Frac (120-130*)	0.0002
28.	Comp Mole Frac (130-140*)	0.0001

Силламяйский нефтеперрерабатывающий завод, Эстония

29.	Comp Mole Frac (140-150*)	0.0001
30.	Comp Mole Frac (150-160*)	0.0000
31.	Comp Mole Frac (160-170*)	0.0000
32.	Comp Mole Frac (170-180*)	0.0000
33.	Comp Mole Frac (180-190*)	0.0000
34.	Comp Mole Frac (190-200*)	
35.	Comp Mole Frac (200-210*)	
36.	Comp Mole Frac (210-220*)	
37.	Comp Mole Frac (220-230*)	
38.	Comp Mole Frac (230-240*)	
39.	Comp Mole Frac (240-250*)	
40.	Comp Mole Frac (250-260*)	
41.	Comp Mole Frac (260-270*)	

Секция производства водорода будет поставляться в блочно-модульном исполнении заводского изготовления мощностью 1000-1200 кг/час.

В производстве водорода методом паровой каталитической конверсии применяются катализаторы, легко отравляющиеся под действием серы, хлора, свинца. В связи с этим предусматривается предварительная очистка сырья от каталитических ядов. Для производства водорода содержание серы не должно превышать 0,3 мг/кг. Содержание хлора не должно превышать 0,0005%.

Риформинг углеводородов осуществляется подводом тепла водяным паром в трубчатой реакторной печи в трубках, наполненных катализатором. Химические превращения проходят по двум основным реакциям:

$$C_nH_m + nH_2O + \text{тепло} = nCO + (\frac{m}{2} + n)H_2O$$

(в случае метанового сырья: $CH_4 + H_2O + \text{тепло} = CO + 3H_2$);

$$CO + H_2O = CO_2 + H_2 + \text{тепло}$$

Итоговая реакция эндотермическая, с поглощением тепла.

Катализаторы. В качестве основного в реакторных печах используют пористые катализаторы на никелевой основе в виде колец, диаметром от 4,8 до 16,4 мм, которыми заполняют реакционные трубки. Кольца обычно содержат 12–14% никеля и 80–86% окиси

алюминия (AL_2O_3). Объем пор 0,1-0,2 $см^3$/г, площадь поверхности пор 1,5–5 $м^2$/г. При тяжелых видах сырья используются щелочные активаторы для подавления саже образования.

Давление процесса. Оптимальным является диапазон 2,1-2,9 МПа абс., минимально допустимые давления находятся в пределах 1,1-1,5 МПа абс. С другой стороны, с точки зрения надежности труб при температурах выхода газа на уровне 870°С давление реакционной смеси не должно превышать 2,9-3,0 МПа абс. Фактические значения давления реакционной смеси, выходящей из реакторной печи, лежит в диапазоне 1,15-2,9 МПа абс. Потери давления сырьевого потока в печи составляет 0,28-0,42 МПа. Давление технологического пара, как правило, должно быть на 0,7-1,0 МПа выше давления продуктового водорода. Абсолютные значения вырабатываемого пара достигает 10,0-10,5 МПа абс.

Температура процесса. Реакция риформинга проходит при температурах 540°С и выше, поэтому желательно приблизить входную температуру сырья и пара к этому порогу. Средняя температура в реакторном пространстве печи составляет около 800-900°С. Температура выхода реакционной смеси из печи обычно находится в диапазоне 820-870°С.

Соотношение пар/углерод. Сырьевая смесь должна содержать достаточное количество пара во избежание образования углерода (сажи) на поверхности катализатора. Соотношение пар/углерод выражается количеством молей водяного пара к углероду из состава сырьевых углеводородов. Расчетное отношение пар/углерод близко к 3,0 для всех видов сырья, фактически используются значения в пределах 3-6. При снижении этого соотношения возникает риск выделения углерода в реакторной печи. Этот риск особенно велик при тяжелых видах сырья. Процессы образования углерода подавляются при катализаторах на щелочной основе.

Утилизация тепла дымовых газов. Дымовые газы выходят из реакторной печи с температурой 980-1020°С. Тепло дымовых газов используется для подогрева сырья, технологического воздуха на горение, для перегрева пара. На входе из утилизационных секций температура дымовых газов составляет около 150°С. Количество генерируемого тепла, общий тепловой коэффициент полезного действия секции производства водорода составляет в среднем 91%. Избыточный пар поставляется отправляется в систему заводского энергоблока .

Конверсия CO в CO_2. В газах риформинга в зависимости от температуры процесса и других факторов содержится от 5 до 25% CO, до 7,0-15% CO_2, 2-4% CH_4, 72-75% H_2, небольшое количество азота, пар. Окись углерода при избытке пара практически

полностью превращается в CO_2 в последующем за реакторной печью втором реакторе конверсии CO в CO_2 в соответствии с формулой

$CO + H_2O = CO_2 + H_2 + 41{,}2$ кдж/моль

Поскольку реакция экзотермическая, то с понижением температуры процесса она смещается вправо. Среднетемпературная конверсия при 350-450°C обеспечивает остаточное содержание CO в продуктовом газе в количестве нескольких процентов, а низкотемпературная конверсия при 180-250°C – доли процента. Обычно процесс проводится в присутствии окисных железохромовых катализаторов с активным элементом Fe_3O_4 до 80-90%. Окись хрома Cr_2O_3 в количестве 7-8% добавляется для обеспечения пористости (замедляет рост кристаллов Fe_3O_4). В низкотемпературных примесях используются высокоактивные катализаторы с металлической медью и окислами цинка, алюминия, хрома. Реакция проводится при давлениях 2,0-3,0 МПа абс. После охлаждения и выделения конденсата продуктовая смесь газов поступает па очистку.

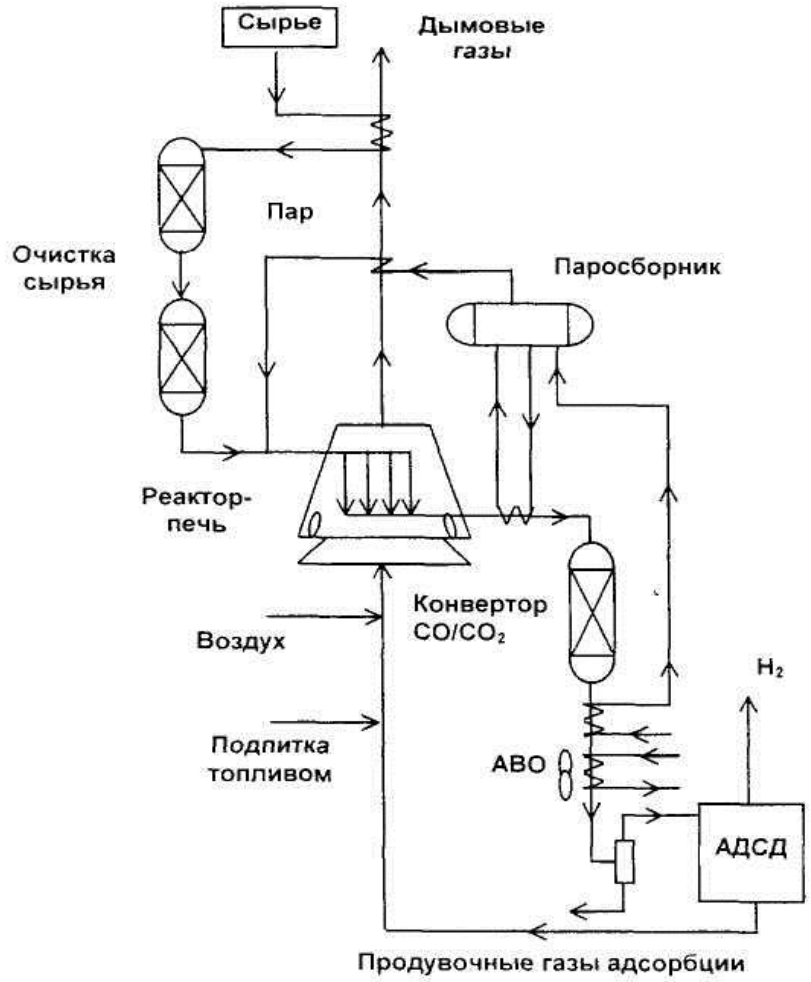
После очистки абсорционными методами в водороде остается 0,01-0,5 % CO_2 и до 0,2 – 0,8% CO в зависимости от технологии очистки и используемого абсорбента.

Полная очистка водорода от примесей CO и CO_2 проводится метанированием. т.е. гидрированием их при 300-370°C на катализаторе в полочных реакторах до метана и воды по реакциям, обратным риформингу:

$CO + 3H_2 = CH_4 + H_2O + 206$ кДж;

$CO + 4H_3 = CH_4 + 2H_2O + 165$ кДж

Как правило, используются никелевые катализаторы на носителях из окислов алюминия и хрома.



Силламяйский нефтеперрерабатывающий завод, Эстония

6.6 Секция С-600 - Очистка углеводородного газа.

Секция предназначена для сбора и очистки углеводородных газов, образующихся на разных стадиях технологического процесса, от сероводорода. Секция состоит из системы топливного газа, направляемого в топливную систему завода и системы углеводородного газа направляемого в секцию С-500 на производство водорода. В систему углеводородного газа направляются:

- газ отбензинивания нефти из сепаратора С-201;
- газ стабилизации бензиновых фракций из сепаратора С-203;
- отдув газа гидроочистки дизельного топлива из сепаратора С-403;
- отдув газа гидроочистки судового топлива из сепаратора С-406;
- отдув водородсодержащего газа из секции гидроочистки.

Эти газы не содержат олефинов и имеют давление не ниже 0,72 МПа. Смесь этих газов кроме углеводородов содержит заметное количество водорода и сероводород. После очистки аминовым растворителем газ используется в качестве сырья для получения водорода в секции 500.

Указанные выше газовые потоки, за исключением отдува водородсодержащего газа, объединяются перед холодильником Х-603. Газ охлаждается до температуры ниже 45°С и поступает в сепаратор С-601. Содержащиеся в газе бензиновые фракции при охлаждении конденсируются и откачиваются из сепаратора С-601 на стабилизацию бензина в колонне К-203 насосом Н-601. Газ из сепаратора направляется в нижнюю часть абсорбера А-602.

Абсорбер представляет собой колонный аппарат, оборудованный контактными устройствами – тарелками или слоем насадки. Сверху они орошаются потоком аминового абсорбента. Абсорбентом служит водный раствор метилдиэтаноламина в воде с массовым соотношением не более 1:1. Аминовый абсорбент селективно поглощает из газа сероводород за счет химического взаимодействия. Регенерированный раствор МДЭА подается в верхнюю часть абсорбера из емкости Е-602 насосом Н-604 через расходную диафрагму FIR. Во избежание конденсации углеводородов температура потока абсорбента не должна быть ниже температуры газа, поступающего на очистку.

Очищенный углеводородный газ объединяется с отдувом водородсодержащего газа. Отдув водородсодержащего газа организован на выходе из аналогичного абсорбера в секции гидроочистки и также уже очищен от сероводорода. Объединенный поток углеводородного газа под давлением 0,68 МПа направляется в секцию 500 на производство водорода.

С низа А-602 насыщенный сероводородом раствор под собственным давлением поступает в сепаратор С-604.

Уровень в абсорбере А-602 регулируется прибором LIRC, клапан которого установлен на трубопроводе вывода раствора МДЭА из А-602. При снижении уровня в А-602 менее 20% шкалы прибора или повышении более 80% шкалы прибора на щит оператора подается звуковая и световая сигнализация от прибора LIA.

В систему топливного газа направляются газовые потоки, которые содержат олефины или имеют давление ниже 0,72 МПа:

- газ фракционирования нефти;
- газ вакуумной системы секции 300 из сепаратора С-303;
- газ стабилизации дизельного топлива из сепаратора С-407;
- газ стабилизации судового топлива из сепаратора С-408;
- газовая сдувка из сборника аминового растворителя С-409;
- газовая сдувка из сборника аминового растворителя С-604.

Для сбора этих газов используется сепаратор С-202, который одновременно служит емкостью орошения колонны К-202. Газ забирается из сепаратора газовым компрессором ГК-601 и компримируется. Сепаратор предотвращает попадание жидкости на прием компрессора. Захолаживание и конденсация скомпримированного газа объединены с конденсацией паров бензина термического крекинга. На выкиде компрессора поток объединяется с потоком паров из колонны К-302 и поступает в холодильник Х-601. Конденсат, представляющий собой преимущественно бензин термического крекинга, собирается в сепараторе С-603. Насосом Н-603 конденсат откачивается в сырье гидроочистки судового топлива.

Из сепаратора С-603 топливный газ подается в нижнюю часть абсорбера А-601. В абсорбере А-601 в условиях противотока газ-жидкость, происходит поглощение сероводорода раствором МДЭА.

В верхнюю часть абсорбера подается регенерированный раствор МДЭА из емкости Е-602 насосом Н-604 через расходную диафрагму FIR.

Очищенный топливный газ с верха А-601 направляется в топливную сеть завода для технологических печей и энергоблока завода. С низа А-601 насыщенный сероводородом раствор под собственным давлением поступает в сепаратор С-409.

Отработанный аминовый раствор из сепаратора С-604 подаётся через теплообменник Т-601 и поступает в десорбер К-601.

В десорбере К-601 смонтировано 12 двухсливных и сверху ввода сырья 3 односливных клапанных тарелок. На десорбере К-601 смонтировано устройство для

подключения воды, пара, инертного газа. Рабочее давление в десорбере не выше 0,2 МПа (PIRC). Температура низа - не более 120°С (TIRC), верха - не более 115°С (TIR).

С низа десорбера К-601 регенерированный раствор МДЭА через клапан-регулятор уровня (LIRC) насосом Н-602 через теплообменник Т-601 направляется в абсорберы А-601 и А-602. В нижнюю часть десорбера подаётся через теплообменник Т-602 горячая струя для отпарки углеводородных газов и сероводорода.

С верха десорбера углеводородные газы и сероводород, охлаждаясь в холодильнике Х-602, поступают в сепаратор С-605. С нижней части сепаратора С-605 жидкая часть поступает в качестве орошения на верх десорбера К-601, а с верха сепаратора С-605 сероводород направляется в секцию 700 на производство серы.

Для регулирования температуры верха десорбера с нижней части сепаратора С-605 жидкая часть раствора МДЭА поступает в качестве орошения на верхнюю тарелку десорбера К-601, а с верха сепаратора С-605 сероводород и пары воды направляются в секцию 700 на производство серы.

Сепаратор-отбойник С-605 оборудован уровнемером (LIRA). При наборе уровня жидкой фазы более 50% шкалы прибора на щит оператора подается звуковая и световая сигнализация. Имеется возможность дренирования жидкости в факельную емкость самотеком или за счет создания избыточного давления.

Схемой блока очистки предусмотрено также:

1. Поддержание регламентированной концентрации (не менее 8% масс.) помощью азотной подушки до 0,5 МПа.

2. Возмещение потерь раствора МДЭА в ходе процесса подачей концентрированного раствора МДЭА из реагентного хозяйства по трубопроводу в емкость свежего раствора МДЭА.

Параметры технологического режима

№	Показатели	Значения
1.	Температура смеси T_1 на выходе из Х-601	Не более 45°С
2.	Температура смеси T_2 на выходе из Х-603	Не более 45°С
3.	Температура абсорбента на выходе из Х-604	Не более 60°С; не менее чем на 5°С выше T_2 и T_3
4.	Давление в сепараторе С-605	0,09 МПа

6.7. Секция 700 - Получение серы

Узел термической и каталитической конверсии сероводорода в серу предназначен для утилизации сероводорода, получаемого при десорбции насыщенного раствора МДЭА в элементарную серу по методу Клауса.

Сероводородсодержащий газ из секций 400 и 600 поступает в сепаратор С-701, где отделяется конденсат, и далее - в термический реактор Р-701. Воздух для осуществления процесса горения подается в камеру сгорания термического реактора Р-701 с помощью турбовоздуходувки ВД-701. Часть воздуха от турбовоздуходувки ВД-701 подается на узел доочистки и дожига отходящих газов и на узел сбора, дегазации и отгрузки серы. Газ регенерации амина с узла доочистки и содержащий диоксид серы также направляется в термический реактор Р-701 для осуществления реакции Клауса. В термическом реакторе Р-701 осуществляются следующие реакции:

1. Сжигание сероводородсодержащего газа при недостатке кислорода

$H_2S + 3/2\ O_2 \rightarrow H_2O + SO_2 + Q$

2. $2H_2S + SO_2 \rightarrow 3/2\ S_2 + 2\ H_2O + Q$

3. Сжигание углеводородов, входящих в состав газа

$C_nH_{2n+2} + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O + Q$

Побочные реакции:

1. $H_2S \rightarrow H_2 + 1/2S_2$

2. $H_2S + CO_2 \rightarrow COS + H_2O$

3. $CH_4 + 2S_2 \rightarrow CS_2 + 2H_2S$

Технологический газ после термического реактора поступает в котел высокого давления реактора Р-701, где охлаждается за счет испарения котловой воды, с образованием водяного пара высокого давления.

После котла высокого давления реактора Р-701 технологический газ поступает в трубное пространство конденсатора серы КС-701, где охлаждается котловой водой с образованием водяного пара низкого давления. Сконденсировавшаяся сера поступает в секцию недегазированной серы серных ёмкостей по 2 по 120 м3.

После отделения сконденсировавшейся серы технологический газ из КС-701 поступает в подогреватель технологического газа Т-701, где нагревается до необходимой температуры за счет тепла конденсации водяного пара высокого давления. Конденсат из Т-701 поступает в конденсатоотводчик высокого давления Е-703 и далее выводится на узел подготовки питательной воды.

Из Т-701 нагретый технологический газ поступает на первую каталитическую ступень Р-702 трехсекционного каталитического реактора, где протекает реакция Клауса:

1. Реакция Клауса

$2H_2S + SO_2 \rightarrow 3/2S_2 + 2H_2O + Q$

2. Олигомеризация образовавшейся серы

$4S_2 \rightarrow S_8 + Q$

Далее технологический газ поступает в трубное пространство конденсатора серы КС-702, где охлаждается котловой водой с образованием водяного пара низкого давления. Сконденсировавшаяся сера поступает в секцию не дегазированной серы серных ёмкостей.

Технологический газ из конденсатора серы КС-702 поступает в подогреватель технологического газа Т-702, где нагревается до необходимой температуры за счет тепла водяного пара высокого давления. Конденсат из Т-702 поступает в конденсатоотводчик высокого давления Е-704 и далее выводится на узел подготовки питательной воды.

Из Т-702 технологический газ поступает на вторую каталитическую ступень трехсекционного реактора Р-703, где протекает реакция Клауса. Далее технологический газ поступает в трубное пространство конденсатора серы КС-703. Сконденсировавшаяся в КС-703 сера поступает в секцию недегазированной серы серных ёмкостей.

Отходящий газ из конденсатора серы КС-703 поступает в сероуловитель Е-701, где из отходящего газа отбивается жидкокапельная сера, и затем смешивается с частью воздуха с воздуходувки ВД-701, нагревается в подогревателе Т-703 паром высокого давления и направляется в Р-703 на полное окисление сернистых соединений до диоксида серы по следующим реакциям:

1. $H_2S + 3/2\ O_2 \rightarrow H_2O + SO_2 + Q$
2. $1/8S_8 + O_2 \rightarrow SO_2 + Q$
3. $COS + 3/2\ O_2 \rightarrow CO_2 + SO_2 + Q$
4. $CS_2 + 3\ O_2 \rightarrow CO_2 + 2\ SO_2 + Q$

Горячий газ из реактора Р-703 охлаждается в котле-утилизаторе КУ-701 с получением водяного пара низкого давления. Охлажденный газ направляется в нижнюю часть скруббера К-701. В скруббере остаточный газ охлаждается за счет противоточного контакта с циркулирующим потоком охлажденной воды. Циркуляция воды осуществляется насосом промывочной воды Н-703 с охлаждением циркулирующего потока сначала в аппарате воздушного охлаждения АВО-701, а затем в водяном холодильнике Т-704 оборотной водой. Балансовое количество сконденсированной кислой воды от Н-703 выводится на отпарку.

Остаточный газ из скруббера К-701 поступает в аминовый абсорбер К-702, где двуокись серы поглощается раствором амина . Очищенный остаточный газ, отходящий с верхней части абсорбционной секции подается в нижнюю секцию колонны, где происходит разделение остаточного газа и унесенного раствора амина. Очищенный остаточный газ после сепарации поступает в печь дожига П-701, где он дожигается в пламени горения топливного газа до санитарных норм. Дымовые газы через дымовую трубу сбрасываются в атмосферу. Насыщенный раствор амина из куба абсорбционной части абсорбера К-702 поступает на прием насоса насыщенного раствора Н-704, проходит теплообменник Т-705, где нагревается за счет тепла регенерированного раствора из куба десорбера амина К-703 и подается в верхнюю часть десорбера К-703.

Тепло в куб десорбера К-703 подводится с помощью теплообменника Т-706, где раствор нагревается и частично испаряется за счет водяного пара низкого или среднего давления и его конденсации. Паровой конденсат подается на узел подготовки питательной воды.

Газ, содержащий диоксид серы и частично диоксид углерода, с верха колонны К-703 поступает на утилизацию в термический реактор Р-701.

Регенерированный раствор из куба десорбера К-703 отдает свое тепло в теплообменнике Т-705, нагревая раствор насыщенного амина, поступающего в десорбер, и поступает в емкость регенерированного раствора Е-702. В емкость регенерированного раствора предусмотрена подпитка свежего раствора .

Регенерированный раствор из сборника Е-702 поступает на прием насоса Н-705, охлаждается в аппарате воздушного охлаждения АВО-702, в водяном холодильнике Т-707 оборотной водой и подается в абсорбер амина К-702.

Жидкая сера из секции недегазированной серы из первой серной ёмкости насосом Н-702 подается на разбрызгивание в секцию дегазированной серы второй серной ёмкости.

Для отдувки растворенного сероводорода из жидкой серы предусмотрена продувка газового пространства серной ямы воздухом с откачкой его эжектором СН-701 паром низкого или среднего давления в печь дожига П-701. При дегазации серы происходят следующие реакции:

1. Разложение полисульфидов

$H_2Sx \rightarrow H_2S(\text{растворенный})+(x-1)S,$

2. $H_2S(\text{растворенный}) \rightarrow H_2S(\text{газ}).$

Дегазированная сера насосом Н-703 откачивается на установку грануляции и затаривания серы.

Расчетные технологические показатели секции производства серы

№ пп	Показатели	Ед. изм.	Величина
1	Расход сырого газа	$м^3/ч$	
2	Температура сырого газа	°С	30-50
3	Давление сырого газа	МПа	0,9
4	Концентрация сероводорода	% об.	0,17
5	Количество сероводорода	кг/ч	9-18
6	Температура газа на входе в блок компримирования	°С	20-25
7	Температура газа на входе в установку сероочистки	°С	45-55
8	Циркуляция раствора: (при концентрации Fe=2,5 г/л)	$м^3/ч$	15-30
9	Рабочая температура раствора	°С	20-35
10	Подача воздуха для регенерации	$м^3/ч$	200-300
11	Количество образующейся серы	кг/ч	8,9-17,8
12	Количество образующейся реакционной воды	кг/ч	4,7-9,5
13	Потери воды: – с воздухом – с газом – всего	кг/ч	 7-11 6-14 13-25
14	Подпитка воды	кг/сут	200-370

6.8. Секция 800 - технологические печи

Технологические печи предназначаются для нагрева сырьевых потоков на установке за счёт сжигания технологического углеводородного газа, получаемого на установке и очищенная от сероводорода на секции 600 очистки углеводородных газов. Печи изготавливаются вертикальныес конвекционно-радиантного типа со спиральными змеевиками. из стали 1Х18Н9Т. Форсунки комбинированные газожидкостные с наддувом воздуха, широкого интервала регулировки с полным комплектом регулирования температуры выхода продукта по АСУТП, со всеми защитными мероприятиями по технике безопасности, с возможностью быстрой замены змеевиков.

Печи состоят из радиантной и конвекционной камер, над которыми расположены газоходы, объединённые со всех 4-х печей по дымовым газам, направляемые в котлы-утилизаторы.

Трубные системы печей расположены горизонтально, змеевики соединены отводами с помощью сварки.

Трубы – сталь 15Х5М. В радиантной камере трубы опираются на узлы крепления труб, а в конвекционной камере – на трубные решетки. Вход продукта расположен в зоне свода печи, выход – в нижней части радиантной камеры.

На выходе потоков из конвекционной части подается турбулизатор для предотвращения закоксования змеевиков печи. Количество подаваемого в потоки турбулизатора регулируется автоматически клапаном-регулятором, установленным на линии подачи турбулизатора. На выходе из конвекционной части потоки объединяются и эти потоки проходят радиантную часть печи.

Подача жидкого топлива на горелки осуществляется через два защитно-пусковых фильтра, работающие параллельно. На каждую горелку должна устанавливаться пилотная горелка с датчиком контроля пламени типа ПГ–28 КП. В качестве топлива в печах служат: топливный газ и на пусковой период мазуты, газойлевые или дизельные фракции. Специальный топливный насос поддерживает в системе постоянное давление, что очень важно для стабильной работы форсунки. Часть топлива циркулирует по схеме коллектор – прием насоса – коллектор.

Все топливные трубопроводы покрываются надежной тепловой изоляцией с пароспутником. Горелки оборудованы сигнализаторами погасания пламени, надежно регистрирующими наличие пламени форсунки.

На линиях подачи жидкого топлива к горелкам устанавливаются автоматические запорные клапаны, срабатывающие в системе блокировок.

Запорные клапаны на общих трубопроводах жидкого и газообразного топлива расположены в безопасном месте на расстоянии 10 м от печи.

Печи оборудованы средствами автоматической подачи водяного пара в топочное пространство, а также средствами автоматического отключения подачи сырья и топлива при авариях в системах змеевиков.

Система блокировок и сигнализации обеспечивает отключение подачи топлива к горелкам при:

- отклонениях параметров подачи топлива от регламентированных;
- падении объема циркуляции сырья через змеевик печи ниже допустимого;
- превышении предельно допустимой температуры сырья на выходе из печи;
- срабатывании прибора погасания пламени.

Система противоаварийной автоматической защиты снабжена противоаварийной сигнализацией параметров и сигнализацией срабатывания исполнительных органов.

Подача пара в топочное пространство включается автоматически при прогаре змеевика, характеризующемся:

- падением давления в сырьевом змеевике;
- повышением температуры над перевальной стеной;

Электроснабжение систем ПАЗ и исполнительных механизмов печи относится к особой группе I категории надежности. Во время работы в печи все детали находятся только под собственной тяжестью и свободно перемещаются от температурных расширений по поверхности крышки. Теплоизоляционный слой печей защищен покрывным слоем. При устройстве тепловой изоляции из жестких материалов предусмотрены температурные швы шириной 10-15 мм, через каждые 3 м, а также в местах опор, отводов, компенсаторов. Швы перекрывают полоской покрывного материала.

Поверхность печи изолируется изделиями из волокнистых материалов, либо жесткими плитами или сегментами, нарезанными из плит. Монтировать изоляцию можно только после испытания аппарата на плотность. Волокнистые или жесткие изделия подбираются по толщине, подгоняют друг к другу и укладывают плотно с перевязкой швов. Места неплотностей швов волокнистых изделий шпатлюют материалом, из которого они изготовлены, а жестких изделий – мастикой (асбозуритовой совелитовой и др.). При укладке жестких плит на мастике они должны быть смочены водой.

7. АВТОМАТИЗИРОВАННАЯ СИСТЕМА УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ (АСУТП)

Для контроля и управления технологическими процессами проектом предусматривается автоматическая система управления (АСУТП) на базе контроллера МФК 3000, которая предполагает безщитовой метод управления через 2 автоматизированных рабочих места (АРМ) оператора, состоящих из монитора и рабочей станции.

АСУТП состоит из 2-х подсистем:

- подсистема РСУ – система контроля, управления и сигнализации;
- подсистема ПАЗ – противоаварийная автоматическая защита.

РСУ призвана обеспечивать:

- централизованный контроль состояния объекта;
- сигнализацию и регистрацию отклонения параметров от нормы;
- регулирование параметров процесса по стандартным законам;
- управление отдельными технологическими блоками по специальным алгоритмам;
- ручное дистанционное управление процессом;
- формирование журнала аварийных сообщений;
- расчет технико-экономических показателей;
- формирование отчетных документов.

Система ПАЗ призвана обеспечивать:

- защиту производственного персонала, технологических процессов и оборудования в аварийных ситуациях;
- сигнализацию срабатывания защиты;
- фиксирование порядка срабатывания защиты;
- возможность ручного инициирования срабатывания системы защиты.

АСУТП организована двухуровневой:

- нижний уровень – реализует задачу непосредственного управления объектом;
- верхний уровень – реализует задачи интерфейса оператора.

К техническим средствам нижнего уровня относятся полевой КИП (датчики и исполнительные механизмы) и контроллеры, которые в основном отечественного изготовления.

Силламяйский нефтеперрерабатывающий завод, Эстония

Для контроля температуры предусмотрены:

- по месту – биметаллические термометры ТБ-1СБ
- дистанционные – термопреобразователи сопротивления платиновые для измерения температур до 500 °С,
- для температур свыше 500°С используются интеллектуальные преобразователи температуры,

Для контроля избыточного давления и вакуума предусмотрены:

- по месту – манометры технические МП4-У, ВП4-У;
- дистанционно – измерительные преобразователи избыточного, абсолютного и разности давлений.

Измерение расхода легких нефтепродуктов предусмотрено выполнять интеллектуальными вихревыми расходомерами. Для измерения расходов тяжелых нефтепродуктов предусмотрены высокоточные ротационные расходомеры и для измерения расходов нефтепродуктов с высокой температурой предусмотрены диафрагмы, стандартные и с коническим входом, в комплекте с преобразователями разности давления (дифманометрами).

Уровнемеры предусмотрены: до 400°С высокотемпературные радиоволновые уровнемеры Vegaflex 66 и для средних и низких температур Vegaflex 65 и Vegaflex 66.

Для измерения уровня с температурой до 480°С используются высокотемпературный байпасный указатель уровня немецкой фирмы KSR Kuebler, с методом монтажа сверху в качестве дополнительного измерителя уровня к основному регулятору.

В качестве сигнализаторов раздела фаз предусмотрены 2 канальные дифференциальные реле уровня фаз VS 5100 CIS CONTROLS.

Для сигнализации заполнения насосов продуктом с целью разрешения их пуска предусмотрены ультразвуковые сигнализаторы уровня Vegaswing 61.

В качестве исполнительных механизмов предусматриваются регулирующие клапана типа КМР и запорно-регулирующие типа КМРО с пневматическими приводами фирмы Samson Controls.

8. ПРОТИВОАВАРИЙНАЯ ЗАЩИТА (ПАЗ)

Для РСУ и ПАЗ предусмотрены 4 контроллера по два на каждую подсистему и платы ввода-вывода на несущих панелях.

К техническим средствам верхнего уровня относятся пульты операторов технологическими процессами и состоят из 2-х рабочих станций, 2-х жидкокристаллических мониторов на 19 дюймов и одного черно-белого лазерного принтера.

Связь между компонентами нижнего и верхнего уровня осуществляется кодовым способом посредством специализированных промышленных компьютерных сетей большой производительности, обеспечивающих полный цикл автоматического обмена данными в пределах одной секунды.

РСУ и система ПАЗ работают независимо друг от друга, имеют раздельные каналы получения информации и выход на исполнительные механизмы.

Для обеспечения надежности АСУТП проектом предусматриваются:

- источники бесперебойного питания, которые обеспечивают выполнение системой функций управления и защиты в течении 30 минут после исчезновения электроэнергии;
- самодиагностика и световая индикация исправного состояния технических средств и сигнализация возникновения нарушений в работе оборудования;
- дублирование микропроцессоров и модулей ввода-вывода контроллерного шкафа, станций оператора, содержащих полную базу данных;
- организация системы ПАЗ независимо от РСУ;
- независимые измерительные преобразователями с отдельными отборами для системы ПАЗ.

Насосные агрегаты технологии предусмотрены импортного (Английского, компании HMD) производства. Они укомплектованы мониторами потребления электроэнергии (МКПэ), а также датчиками температуры герметичных стаканов и подшипниковых узлов.

Проектом предусматривается защита насосов от работы "в сухую", от кавитации, заклинивания, неисправности электродвигателя с помощью датчика мощности двигателя (монитора потребления электроэнергии, МКПэ), а также блокировки по уровню их заполнения продуктом, температуре герметичных стаканов и подшипниковых узлов.

Для контроля уровня заполнения насосов предусмотрены сигнализаторы установленные на их нагнетательных патрубках.

Все технологические системы, закладываемые в проекте, будут оснащены средствами контроля параметров, обеспечивающие взрывобезопасность процесса, с регистрацией показаний и предварительной сигнализацией их значений, а также средствами автоматического регулирования, системами технологических блокировок и противоаварийной (технологической) защиты.

Методы измерений, контроля измерительных средств и диагностирования их неисправностей стандартизированы и будут обеспечивать заданную точность измерения необходимых технологических параметров, установленных проектом.

Системы управления, контроля, противоаварийной защиты, связи и оповещения размещаются в местах, удобных и безопасных для обслуживания.

Приборы контроля и автоматизации, устанавливаемые на открытом воздухе, исполнение которых не соответствует климатическим условиям площадки, размещаются в закрытых обогреваемых шкафах.

Система автоматического управления и контроля технологическими процессами осуществляется централизованно из одного пункта – операторной. В помещении операторной предусматривается световая и звуковая сигнализация о загазованности производственных помещений и территории технологических установок.

Запрещено ведение технологических процессов и работа оборудования с неисправными или отключенными приборами, входящими в системы контроля и управления.

Проведение технологических операций в ручном режиме допускается только на период замены элементов системы контроля и управления. При этом действия обслуживающего персонала отражаются в инструкции по эксплуатации.

9. ПАРАМЕТРЫ КОНТРОЛЯ И АВТОМАТИЗАЦИИ

Состав и содержание исходных данных для проектирования и материалов согласований намечаемых проектных решений	Проектируемое
1 Энергоснабжение системы. 1.1 Параметры воздуха КИП: минимальное рабочее давление в магистрали, кгс/см2 1.2 Параметры электропитания для КИП: A. ~220В±10%, 50 Гц±1% B. 3 x 380В±10%, 50 Гц±1% C. Категория электроснабжения D.Мощность потребляемая установкой	 2,5 кгс/см2 Да Пост.тока 24 В I 2,5 кВа
2 Сведения о "полевых" приборах КиА 2.1 Общие. 2.1.1 Сигналы связи исполнительных органов и датчиков с центральной частью: A. Электрические - 4...20 мА B. Пневматические 0,2-1 кгс/см2 2.1.2 Привод исполнительных устройств регулирующих клапанов: A. Пневмопривод B. Электропривод 2.1.3 Привод исполнительных устройств отсечных клапанов: A. Пневмопривод B. Электропривод 2.1.4 Материал импульсных трубок. A. Различный в зависимости от измеряемой среды	 Да Пневмопривод Пневмопривод Нержавеющая сталь
2.1.5. Подвод воздуха КИП непосредственно к приборам осуществляется трубками наружным диаметром 8 или 10 мм, изготовленными из: A. Меди 2.1.6 Обогрев импульсных трубок и шкафов КИП A. Водяной	 8 мм

B. Электрический	Электрический
2.1.7 Типы кабелей (указать поставщиков) A. Аналоговые, слаботочные сигналы – «витая пара»; релейные сигналы и питание – контрольные; термопары – термокомпенсационный кабель.	Да
2.1.8 Прокладка кабеля:	
A. Преимущественно надземная в коробах по эстакадам.	Да
B. Преимущественно подземная в коробах по каналам и туннелям	
2.1.9 Кабели прокладываются от датчиков до соединительных коробок	
A. В защитных трубах и металлорукавах.	Да
B. Другая прокладка	Металлич. коробы
2.1.10 Свободные жилы в кабелей и свободные клеммы в соединительных коробках не менее:	
A. 10% B. 20% C. 30%	10%
2.1.11 Датчики на открытой площадке устанавливаются	
A. В утепленных обогреваемых шкафах B. Под защитными козырьками	В утепленных обогреваемых шкафах
2.2 Расход.	
2.2.1 Измерения осуществляются преимущественно с помощью	
A. Камерных диафрагм	Да
2.2.2 Для коммерческих измерений используются	
A. Турбинные счетчики B. Массовые расходомеры	Да, “Mikro Motion” (Emerson)
2.3 Уровень.	
2.3.1 Для измерения уровня до 3000 мм используются буйковые уровнемеры	Да
2.3.2 Для измерения уровня свыше 3000 мм используются датчики перепада давления	Да

2.3.4 Другие типы приборов	Сигнализ.уровня на емкостях,насосах
2.4 Давление. 2.4.1 Манометры и дифманометры имеют диаметр шкалы А. 160 мм В. 100 мм	 В соответствии с правилами
2.5 Температура. 2.5.1 Для дистанционного измерения используются: А. Термометры сопротивления Pt100 для t°≤1000°С и/или термопары ТХК(L) для t°≤1000°С,	 Да Биметаллические термометры
2.6 Анализаторы. 2.6.1 Анализаторы размещаются: А. В анализаторных помещениях; В. По месту в утепленных шкафах; 2.6.2 Поставщики анализаторов	 По месту в утепленных шкафах «Нефтехимавтоматика г.Москва
2.7 Изделия для монтажа кабельных проводок (короба, лотки, кабельные стойки и полки и т.п.)	Да, ХДП-434,» Промавтоматика»,г.Херсон

10. СХЕМА ОБЕСПЕЧЕНИЯ УСТАНОВКИ ТОПЛИВОМ

В качестве основного топлива для технологических печей используется олефинсодержащий углеводородный газ после сероочистки его на секции 600. Штатное давление в системе топливного газа составляет 0,7 МПа. Жидкое топливо используется на период пуска и пусконаладочных работ.

При понижении давления топливного газа перед печами менее 0,2 МПа на щит оператора подается звуковой и световой сигнал, при дальнейшем снижении давления менее 0,1 МПа подается аварийный звуковой и световой сигнал и через 10-15 сек. закрываются пневмозадвижки на газовых трубопроводах к печам.

11. СХЕМА ОБЕСПЕЧЕНИЯ УСТАНОВКИ АЗОТОМ НИЗКОГО И ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

Азот (инертный газ) низкого давления (до 0,8 МПа) поступает с блочно-модульной азотной станции. Азот поступает на установку по трубопроводу из двух буллитов. Объем каждого буллита 40 м3

Азот низкого давления используется на установке для продувки технологических схем и оборудования от горючих продуктов и кислорода и опрессовки их на плотность, а также для продувки трубных пучков водяных холодильников.

Потребление азота осуществлять с таким расходом, чтобы давление в приемном трубопроводе азота на установку было не менее 0,35 МПа.

12. ОСВОБОЖДЕНИЕ АППАРАТОВ И ТРУБОПРОВОДОВ ОТ НЕФТЕПРОДУКТОВ

Дренирование всех аппаратов производится в дренажную емкость Е-101 ёмкостью 100 $м^3$, находящаяся под азотной подушкой и оборудованная погружными насосами. Один для откачки нижних слоёв нефтезагрязнённой воды на очистные сооружения завода и второй для откачки нефтепродуктов, по мере накопления через клапан от межфазного регулятора уровня раздела фаз, в сырьевой резервуар.

Схемой предусмотрено создание избыточного давления в дренажной емкости до 4 кгс/см2 азотом во время ее освобождения. Перед созданием избыточного давления в ёмкости закрываются перемычки и задвижки поступающих нефтепродуктов и солёной воды с электродегидраторов.

Дренажи всех остальных аппаратов отглушаются и используются для освобождения оборудования во время подготовки к ремонту.

13. ФАКЕЛЬНАЯ СИСТЕМА

Сброс газа на факел производится через факельную емкость. Емкость служит для предотвращения попадания газового конденсата в факельную систему.

Все отводы от предохранительных клапанов, установленных на аппаратах, соединены с линией, проложенной от аппаратов до емкости ФЕ-101.

Емкость ФЕ-101 соединена с магистральной факельной линией. На линии после емкости ФЕ-101 установлена задвижка. Положение задвижки должно быть штурвалом вниз, чтобы исключить самопроизвольное закрытие ее клином при неисправной задвижке. Задвижка должна быть полностью открытой и опломбирована.

При появлении уровня в емкости ФЕ нефтепродукт из емкости откачивается насосом в дренажную ёмкость Е-101.

Описание факельной системы

Факельная система состоит из факельной емкости ФЕ-101, факельных насосов ФН-101 и факельного стояка закрытого типа.

ФЕ-101 служит для сброса в нее избыточного давления в аварийных ситуациях с ППК всех технологических аппаратов, а также предназначена для стравливания давления из технологического оборудования при остановке на текущий, капитальный ремонт.

Дренажная емкость Е-101 постоянно связана с факельным трубопроводом системы дыхания.

В начало факельного коллектора подается топливный технологический газ для исключения проникновения воздуха в факельную систему. Расход газа регулируется прибором FIC, клапан которого FV установлен на трубопроводе подачи технологического топливного газа в факельный коллектор. Давление газа контролируется прибором PISA. При снижении или повышении давления ниже или выше установленных значений включается предупредительная сигнализация. При дальнейшем снижении давления включается предупредительная сигнализация, срабатывает блокировка PSL, закрывается запорный клапан ЗК на трубопроводе подачи топливного газа, открывается запорный клапан ЗК на трубопроводе подачи азота в факельный коллектор. При повышении давления газа откроется клапан ЗК, установленный на трубопроводе газа, клапан ЗК на трубопроводе азота закроется.

Из факельной емкости ФЕ-101 смесь углеводородных газов направляется на факельный стояк закрытого типа, а сконденсировавшиеся углеводороды насосами ФН-101/1,2 откачиваются в ёмкость Е-101. Уровень в ФЕ-201 контролируется приборами LSA, LSA, LSA. При повышении уровня до 25% включается предупредительная сигнализация, срабатывает блокировка LSH, включающая рабочий насос ФН-101. При дальнейшем повышении уровня до 50% включается предупредительная сигнализация, срабатывает блокировка LSH, включающая дополнительно резервный насос ФН-101/2. Давление в нагнетательном трубопроводе насосов ФН-201/1,2 контролируется приборами PISA, PISA. При повышении давления в нагнетательном трубопроводе резервного насоса ФН-201/2 срабатывает блокировка PSH или PSH, открывающая электрозадвижку MV или MV, установленную на нагнетательном трубопроводе. При снижении уровня до 5% включается

предупредительная сигнализация, срабатывает блокировка LSL, отключающая оба насоса ФН-201/1,2. При снижении давления в нагнетательном трубопроводе резервного насоса ФН-101/2 включается блокировка PSLL, закрывающая электрозадвижку MV.

Описание дренажной системы

Дренажная система состоит из дренажной емкости Е-101 и дренажных погружных насосов.

В емкость Е-101 производится слив жидких углеводородов из технологического оборудования при остановке его на ремонт, а также в аварийных ситуациях (например, при разгерметизации оборудования).

Температура в емкости ДЕ-101 контролируется прибором TIR.

Уровень в ДЕ-101 контролируется прибором LISA. При повышении уровня до 70% включается предупредительная сигнализация, срабатывает блокировка LSH, включающая в работу погружной насос ДН-101. Блокировка LSL отключает насос ДН-101 при снижении уровня в емкости ДЕ-101 до 10%. Давление в нагнетательном трубопроводе насоса ДН-101 контролируется прибором PISA. При снижении давления ниже установленного значения включается предупредительная сигнализация. При дальнейшем снижении давления включается предупредительная сигнализация, срабатывает блокировка PSL, отключающая электродвигатель насоса.

14. Характеристика мероприятий, ограничивающих возможность взрывных явлений в объемах аппаратуры и трубопроводов

Для предотвращения возможности взрывных явлений на технологических установках предусмотрены следующие мероприятия.

1. Обеспечение герметичности аппаратов.
2. Поддержание параметров технологического режима вне области воспламенения.
3. Использование средств блокировок, автоматизации, сигнализации.
4. Дистанционное отключение из операторной насосов и пневмозадвижек.
5. Предусмотрена защита технологического оборудования от разрушений путем оснащения предохранительными клапанами для сброса избыточного давления в факельную систему.
6. Выбор значений параметров состояния технологической среды (состав, температура, давление) менее выполнен с учетом снижения взрывопожароопасности.

7. Оборудование, трубопроводы, аппараты, технологические линии, в которых при отключении от регламентированного режима возможно образование аварийной ситуации предусмотрена дистанционная подача инертного газа. Предусмотрена продувка инертным газом и пропарка паром исключающие образование застойных зон. Контроль эффективности продувки осуществляется по содержанию кислорода.
8. Технологические системы оснащены средствами контроля параметров, определяющих взрываемость с регистрацией показаний и предупредительной сигнализацией их значений, а так же средствами автоматической регистрации и противоаварийной защиты, обеспечивающие приведение технологических параметров к регламентированным значениям.
9. Для предотвращения выбросов в окружающую среду взрывоопасных веществ при аварийной ситуации предусмотрены установки электрозадвижек с дистанционным управлением.

Электрооборудование и приборы управления, непосредственно не связанные с основным оборудованием, размещены вне взрывоопасной зоны.

Факельная емкость сбора паров оборудована предохранительным клапаном, огнепреградителем, приборами контроля и противоаварийной защиты.

При монтаже временных трубопроводных схем, связанных с откачкой остатка, пропаркой, продувкой и промывкой с применением временных схем электроснабжения и электрооборудования, последние (переносной насос, пускатели, рубильники) должны быть во взрывозащищенном исполнении.

15. БЕЗОПАСНАЯ ЭКСПЛУАТАЦИЯ

Процесс глубокой переработки нефти, облагораживания дистиллятных фракций, очистки углеводородных газов от сероводорода, относится к взрывопожароопасным.

Взрывопожароопасность установки определяется:

- наличием углеводородного газа и паров нефтепродуктов, которые в смеси с кислородом воздуха образуют взрывоопасные смеси;
- наличием аппаратов, работающих при высоких температурах (до 480 ^{0}C) и под высоким давлением (от 0,15 до 7,0 МПа) и содержащие продукты в газо- и парообразном состоянии.

По пожарной опасности установка относится к категории Ан согласно НПБ-105-03.

Процессы относятся к вредным для здоровья обслуживающего персонала, т.к. связаны с переработкой нефти и получением нефтепродуктов и углеводородного газа, являющиеся

воспламеняющимися (горючими) и ядовитымы газами. Согласно СНиП 2.09.04-87 группа производственного процесса – IIIб.

Опасность установки идентифицировалась по следующим параметрам:

- характеристике пожароопасных и токсичных свойств сырья, полуфабрикатов, готовой продукции и отходов производства;
- оценке количества и распределению опасных веществ;
- характеристике зон поражения;
- уровню взрывоопасности технологических блоков, их категориям, радиусам и характеристикам зон разрушения при взрыве ТВС;
- характеристике пожароопасных зон при пожарах проливов ЛВЖ и ГЖ;
- характеристике пожароопасных зон при образовании "огненного шара".

Наиболее опасной зоной по пожароопасности и взрывоопасности технологических установок и блоков является установка из-за наиболее большого объёма и количества сырья и нефтепродуктов с высокими температурами и давлениями.

Характеристика пожароопасных и токсичных свойств применяемых, обращаемых и получаемых веществ приведены в таблице.

Основными причинами возникновения поражающих факторов при возможных авариях на проектируемых объектах являются:

- разгерметизация аппарата, образование топливно-воздушной смеси, взрыв парогазового облака, и, как следствие поражение обслуживающего персонала, соседних аппаратов, зданий, сооружений и возникновение пожара;
- разгерметизация аппарата, сгорание парогазового облака в виде "огненного шара";
- нарушение целостности аппарата, приводящее к утечке опасного вещества и образованию площади разлива с последующим воспламенением, появлением пожара пролива и его поражающих факторов.

16. ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОТИВОПОЖАРНЫХ МЕРОПРИЯТИЙ

В целях противопожарной защиты установки выполняются следующие мероприятия:

- вокруг установки предусматривается кольцевая сеть противопожарного водопровода;
- для предотвращения проникновения к печи облака горючих газов и тушения загорания внутри печи проектируется наружная паровая завеса печей, подача пара в камеру сгорания и змеевики печей;

- для ликвидации местных очагов пожара предусматривается система пенотушения;
- в качестве первичных средств пожаротушения небольших очагов применяются кошмы, песок;
- для тушения загораний на электрооборудовании предусматриваются: кошма, песок, порошковые огнетушители ОПУ-5;
- процесс осуществляется по непрерывной схеме в герметичных аппаратах;
- вся основная аппаратура располагается на открытой площадке;
- для безопасного ведения процесса управление технологическим процессом осуществляется с помощью автоматических регуляторов из помещения операторной;
- при наиболее опасных нарушениях технологического режима предусматривается сигнализация и блокировка.

Для обеспечения безопасного ведения технологического процесса необходимо предусматривается следующее:

- не допущение резких изменений давления и температуры в аппаратах, строгое соблюдение технологических параметров ведения процесса, согласно технологическому регламенту;
- во время работы установки обеспечение контроля за давлением в аппаратах;
- показания контрольно-измерительных приборов, находящихся на щите в операторной, должны периодически проверяться дублирующими приборами, установленными непосредственно на аппаратах;
- все аппараты и оборудование должно эксплуатироваться в соответствии с технологическим регламентом установки.
- все запорные устройства содержаться в исправности и обеспечивать быстрое и надежное прекращение поступления или выхода нефтепродуктов;
- все неработающие аппараты и коммуникации должны быть освобождены, надежно отключены и отглушены от рабочих систем. Запрещается дренирование аппаратов и трубопроводов с нефтепродуктом на открытую площадку. Дренирование аппаратов производится поочередно в дренажную систему.

Для обеспечения взрывобезопасности предусматривается отглушение аппаратов, трубопроводов, насосов, подлежащих ремонту, предварительно освободив их от продуктов и пропарив.

Реквизиты Заказчика

Заказчик:

ООО "STK Group OU", г. Таллин, Эстония

Наименование завода:

«Силламяйский нефтеперерабатывающий завод» - сокращённо СНПЗ-1000

Юридический адрес:

Liivamae, 3-32, 10132, Tallin, estonija, Reg.№12225891

Руководитель:

Директор – Старченко Павел Алексеевич

тел. 8 (372) 559-35-181; +7-918-408-19-68

Инвестор:

ООО "STK Group OU", г. Таллин, Эстония

Генподрядчик:

Будет определен Заказчиком после получения разрешения на строительство

Генпроектировщик:

NAPAL AS, Nõmme tee 95/Tüve 22A,11317 Tallinn, Harju, Eesti

Рег.номер-10067560

Разработчик Исходных данных для проектирования:

ООО "Нефтезаводпроект"

Юридический адрес: 450**00** Республика Башкортостан, г.Уфа, ул. Дорожная, 2Я, 1

e-mail: **extreman2@mail.ru** +7-917-34-388-67; +372-5451-5920