

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

Кафедра: «Технология нефте-газохимической промышленности»

«Допущен к защите»
Зав. кафедрой «ТНГХП»
_____ доц. Г.Р.Базаров.

“ ” _____ 2016 г.

Декан факультета «ТИТНГП»
_____ доц. Атауллаев Ш.Н.

“ ” _____ 2016г.
Регистрационный номер _____

**ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ
РАБОТА**

**На тему: «Проектирование оборудования установки разделения пропана
и бутана на Шуртанском ГПЗ»**

РАЗРАБОТАЛ: _____ ст. группы 31-12 ТЖНГ
ВасиевМурод

РУКОВОДИТЕЛЬ:

Расчётно – пояснительная записка _____ **листов**

Графическая часть _____ **чертежей**

Дата защиты _____ **Протокол ГЭК а** _____

Оценка ГЭКа _____ **Секретарь ГЭКа** _____

БУХАРА - 2016

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

ЗАДАНИЕ НА ВЫПУСКНУЮ КВАЛИФИКАЦИОННУЮ РАБОТУ

Студент группы: 31-12 ТЖНГ ВасиевМурод

**На тему: Проектирование оборудования установки разделения
пропана и бутана на Шуртанском ГПЗ**

ВВЕДЕНИЕ

2.Техническая часть

- 2.1. Обоснование сырьевой базы для строительства установки разделения пропан-бутановой смеси
- 2.2. Характеристика технологии и основные параметры вариантов технологического оборудования для разделения пропан-бутановой смеси
- 2.3. Технология производства технического смеси пропан-бутана
- 2.4. Показатели качества газа

3.Технологическая часть

- 3.1. Назначение технологического процесса разделения пропан-бутановой смеси
- 3.2. Блок выделения метана при газоразделении природного газа
- 3.3. Блок выделения пропана
- 3.4. Блок выделения бутанов при газоразделении природного газа
- 3.5. Основные положения пуска и остановки производственного объекта при нормальных условиях
- 3.5.1. Общие положения
- 3.6. Прием электроэнергии

5.Безопасность жизнедеятельности

- 5.1. Мероприятия по защите от статического электричества
- 5.2. Мероприятия по защите персонала от воздействия ядовитых и токсичных веществ
- 5.3. Спецодежда и защитные приспособления
- 5.4. Требования охраны окружающей среды

Декан факультета «ХТ»:

доц. Атауллаев Ш.Н.

Зав. кафедры «НГКСТ»: доц.Базаров Г.Р

Руководитель: Султонов Р.

Выпускник: ВасиевМурод

БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

Факультет «Химическая - технология»
Кафедра «Технология нефтехимической промышленности»

Группа 31-12 ТЖНГ по направлению
«Проектирование оборудования установки разделения пропана и
бутана на Шуртанском ГПЗ»

"Утверждаю" _____
Зав. кафедрой доц. Бозаров Г.Р.

2015 год 30.12.

ЗАДАНИЕ К ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЕ

Студент: Васиев Мурод

1. Тема выпускной квалификационной работы: “Проектирование оборудования установки разделения пропана и бутана на Шуртанском ГПЗ”

Одобрено на заседании кафедры 25. 11. 2015
года утверждено ректором института 30/12/2016г. приказом № 70 -КВКТ (01).

2. Срок сдачи выпускной квалификационной работы: 1 июня 2016 года

3. Начальные сведения для выполнения выпускной квалификационной работы: *Список литературы для анализа технологии получения пропан-бутана с помощью абсорбции природного газа, сведения с интернета, сведения с производства для выполнения дипломной работы.*

4. Составная часть пояснительно-расчётной записки (список разработанных задач):

ВВЕДЕНИЕ

1. ТЕХНИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

3. РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

4. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ

5. ГРАФИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

ВЫВОД

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ЛИТЕРАТУР

5. Список графической работы

5.1. Схема материальных потоков блока “Выделения пропана и бутана”

5.2. Общий вид абсорбера.

6. Консультанты выпускной квалификационной работы

№	Название раздела	Ф.И.О. преподавателя- консультанта	Подпись, дата	
			Задание выдано	Задание выполнено
1	Введение	Султонов Р	30.12. 2015	
2	Техническая часть	Султонов Р	30.12. 2015	
3	Технологическая часть	Султонов Р	30.12. 2015	
4	Расчетная часть	Султонов Р	30.12. 2015	
5	Безопасность жизнедеятельности	Курбанов М.Т.	30.12. 2015	
6	Графическая часть	Султонов Р	30.12. 2015	

7. План выполнения выпускной квалификационной работы

№	Наименование этапов выпускной работы	Время выполнения	Отметка о прохождении проверки
I.	Введение	22.04.2016	
II.	Техническая часть	27.04.2016	
III.	Технологическая часть	03.05.2016	
IV.	Безопасность жизнедеятельности	22.05.2016	
	Выводы	29.05.2016	

Руководитель выпускной работы Султонов Р

Принял задание на выполнение

Васиев Мурод

Дата выдачи задания _____ 30. 12. 2015 год

ВВЕДЕНИЕ	
2.Техническая часть	
2.1. Обоснование сырьевой базы для строительства установки разделения пропан-бутановой смеси.....	
2.2.Характеристика технологии и основные параметры вариантов технологического оборудования для разделения пропан-бутановой смеси...	
2.3.Технология производства технического смеси пропан-бутана.....	
2.4.Показатели качества газа.....	
3.Технологическая часть	
3.1.Назначение технологического процесса разделения пропан-бутановой смеси.....	
3.2.Блок выделения метана при газоразделения природного газа.....	
3.3.Блок выделения пропана.....	
3.4.Блок выделения бутанов при газоразделения природного газа.....	
3.5. Основные положения пуска и остановки производственного объекта при нормальных условиях.....	
3.5.1. Общие положения.....	
3.6. Прием электроэнергии.....	
4.Безопасность жизнедеятельности	
4.1. Мероприятия по защите от статического электричества.....	
4.2. Мероприятия по защите персонала от воздействия ядовитых и токсичных веществ.....	
4.3. Спецодежда и защитные приспособления.....	
4.4. Требования охраны окружающей среды.....	
Выводы	
Список использованной литературы	

ВВЕДЕНИЕ

Доклад Президента Республики Узбекистан Ислама Каримова на расширенном заседании Кабинета Министров, посвященном итогам социально-экономического развития страны в 2015 году и важнейшим приоритетным направлениям экономической программы на 2016 год.

В повестке дня расширенного заседания Кабинета Министров – итоги экономического и социального развития страны за истекший 2015 год и утверждение важнейших приоритетов развития экономики страны на 2016 год.

Анализируя поступательное продвижение страны по пути демократических преобразований и устойчивого развития, мы имеем все основания заявить о том, что в истекшем году сделаны решительные шаги в осуществлении принципиально важных реформ, направленных на достижение нашей главной цели – выйти на уровень развитых демократических государств мира с сильной социально ориентированной экономикой, обеспечивающей достойный уровень и качество жизни наших людей.

Речь, прежде всего, идет о реализации всесторонне продуманной Программы, направленной на обеспечение глубоких структурных преобразований, надежной защиты интересов частного предпринимательства и малого бизнеса и, что принципиально важно, – в законодательном, нормативно- правовом и практическом, как это предусмотрено в нашей Конституции, обеспечении приоритетной роли частной собственности, поступательного сокращения присутствия государства в экономике Узбекистана.

Признано целесообразным на этом этапе нашего развития под прямым управлением государства сохранить только предприятия, осуществляющие добычу и переработку углеводородного сырья, драгоценных и цветных металлов, урана, а также стратегические инфраструктурные отрасли естественных монополий – железные и

автомобильные дороги, авиационные перевозки, генерирование электроэнергии, электрические и коммунальные сети.

Была поставлена задача и созданы условия для массовой продажи государственных активов, в первую очередь иностранным инвесторам. Так, по «нулевой» выкупной стоимости было реализовано на конкурсной основе новым инвесторам 506 имущественных комплексов с принятием инвесторами инвестиционных обязательств в размере около 1 триллиона сумов и 40 миллионов долларов США, а также созданием около 22 тысяч новых рабочих мест.

Среди введенных в строй объектов особо хотел бы отметить построенный совместно с южнокорейскими инвесторами и специалистами Устюртскийгазохимический комплекс на базе месторождения Сургиль. Этот комплекс стоимостью свыше 4 миллиардов долларов является одним из самых современных высокотехнологичных и крупных производств в мире. Его ввод в эксплуатацию позволит получать ежегодно 83 тысячи тонн полипропилена, который до этого импортировался в республику, увеличить объем производства полиэтилена в 3,1 раза, трудоустроить более 1 тысячи высококвалифицированных специалистов.

Определяя основные приоритеты социально-экономического развития нашей страны на 2016 год, мы не можем не учитывать серьезные проблемы, возникающие в связи с продолжающимся глобальным кризисом, резким сокращением спроса, неопределенностью и существенно возросшей жесткой конкуренцией на мировых рынках, падением темпов роста производства и всеми вытекающими отсюда последствиями, коснувшимися большинства государств в мире.

В этой связи непростые проблемы, стоящие перед нами в 2016 году, диктуют необходимость полного отказа от изживших себя методов инерционного прогнозирования от достигнутого уровня, полагаясь на средние показатели развития.

Главным ориентиром для нас должно быть непрерывное

технологическое и техническое обновление производства, а также постоянный поиск внутренних резервов, осуществление глубоких структурных преобразований в экономике, модернизации и диверсификации промышленности.

Иначе говоря, само время требует перейти на последовательные 3-4-стадийные циклы переработки сырья в востребованную на мировом рынке продукцию по схеме: базовое сырье – первичная переработка (полуфабрикаты) – готовые материалы для промышленного производства – готовая продукция для конечного потребления.

При этом возникает необходимость при разработке и реализации программ проследить полный цикл глубокой переработки по каждому виду первичного сырья – полуфабриката вплоть до готовой продукции конечного потребления.

Словом, нужно обеспечить прогнозирование всего цикла организации производства – от сырья до готовой продукции с обоснованием целесообразности и окупаемости затрат.

Как показывают расчеты, в результате выпуска продукции с высокой добавленной стоимостью объемы производства нефтегазохимической продукции могут быть увеличены с освоением новых ее видов к 2030 году в 3,2 раза, изделий из цветных металлов – в 2,2 раза, из черных металлов – в 2,3 раза, продукции химической промышленности, включая минеральные удобрения, – в 3,2 раза.

Наряду с этим рост производства современной готовой продукции с высокой добавленной стоимостью, востребованной на внешних рынках, станет основой устойчиво высоких темпов роста ее экспорта.

Надо сказать, что эта работа в стране уже начата. Однако она требует кардинально нового программного комплексного подхода, с тем чтобы по каждому перспективному виду сырья и полуфабрикатов, обладающих высоким потенциалом, иметь конкретную программу глубокой переработки, рассчитанную на 2020, 2025, 2030 годы.

У нас сегодня есть все основания, исходя из глубокого анализа

тенденций развития мировой экономики, реальной оценки наших ресурсов и возможностей, поставить перед собой целевую задачу – не менее чем в 2 раза увеличить к 2030 году объем валового внутреннего продукта нашей страны.

2.1 Обоснование сырьевой базы для строительства установки разделения пропан-бутановой смеси

В настоящее время для увеличения глубины извлечения ценных компонентов из газа используются низкотемпературные процессы, основанные на охлаждении газа за счет его расширения в турбодетандерных агрегатах (ТДА), с разделением пропан-бутановой смеси (ПБС) и углеводородного конденсата.

В настоящее время и на перспективу сырьевой базой установок по производству пропан-бутановой смеси являются месторождения природного газа Шуртанского региона. Добычу газа из этих месторождений, осуществляют УДП «Шуртаннефтегаз» (Шуртан, Южная Тандырча, Зафар, Бузахур и др.), СП «Гиссарнефтегаз» (Северный Нишан, Бешкент, Камаша, Северный Гузар). В дополнение к объемам добычи газа разрабатываемых месторождений с 2010 г. предусматривается подавать также газ за счет освоения ресурсов подготовленных, разведываемых и вновь открываемых месторождений УДП «Шуртаннефтегаз» (Тарнасой, Джанкара, Киркулоч и др.), СП «Култакнефтегаз» (Нишан, Чигил, Эрназар, Дивхона, Северный Гирсан и др.) и компании СП «Лукойл Узбекистан оперейтинг» (Адамташ, Гумбулак, Джаркудук-Янги Кызылча, Южный Кызылбайрак). Имеющиеся промышленные запасы газа и ожидаемый (в перспективе) их прирост позволяют прогнозировать (до 2030 г.) поставку добываемого газа в объемах до 18 млрд.м³ в год, достаточных для загрузки имеющихся мощностей и предлагаемых к вводу новых мощностей по производству пропан – бутановой смеси.

Газ прямой перегонки очищается от сероводорода раствором МЭА или ДЭА в абсорбере К-7 и подается на сжатие компрессором ЦК-1,2. Сжатый газ охлаждается и конденсируется в конденсаторах-холодильниках. Головки стабилизации установок АТ и АВТ очищаются от сероводорода раствором этаноламина в абсорбере К-8. Конденсат газа смешивается с головками стабилизации и риформинга; смесь подается в блок ректификации. В блоке ректификации из сырья в колонне К-1 удаляют легкие углеводороды (этан и,

частично, пропан); нижний продукт поступает в колонну К-2, где делится на фракцию G_3-C_4 , которая поступает на разделение в К-3, и фракцию C_5 и выше, поступающую в К-5. Верхний продукт колонны К-3 — пропановая фракция выводится с установки. Нижний продукт колонны К-3 — смесь бутана и изобутана разделяется в колонне К-4 и выводится с установки. Верхний продукт колонны К-5 — смесь пентана и изопентана разделяется в колонне К-6 и выводится с установки. Нижний продукт К-5 — фракция C_6 и выше — выводится с установки. Технологическая схема позволяет также вывести из колонны К-2 сжиженный газ для коммунально-бытового потребления.

При необходимости продукты подвергаются дополнительной очистке от меркаптанов раствором щелочи.

Технологический режим: Таблица 1.

Ректификационные колонны	Температура низа, $^{\circ}C$	Температура верха, $^{\circ}C$	Давление, кгс/см ²
К-1	110-115	25-30	26-28
К-2	145-155	62-68	12-14
К-3	110-115	58-65	20-22
К-4	80-85	65-70	10-12
К-5	120-125	75-80	3,0-4,0
К-6	95-100	78-85	3,5-4,5
Нагнетательная линия ЦК-1,2	-	-	14

Мощность ГФУ составляет 200-1000 тыс. т/год.

Материальный баланс при переработке предельных (I) и непредельных (II) газов:

Поступило:	I	II
Газ и головка стабилизации АТ и АВТ	72,5	-
Головка стабилизации каталитического риформинга	27,5	-
Газ и головка стабилизации термического крекинга	-	25,5
Газ и головка стабилизации бензина	-	28,5
Газ и головка стабилизации каталитического крекинга	-	46,0
Всего	100,0	100,0

Поступило:	I	
Сухой газ	4,8	30,5
Пропановая фракция	24,5	-
Пропан-пропиленовая фракция	-	25,5
Изобутановая фракция	14,6	-
Бутановая фракция	36,8	-
Бутан-бутиленовая фракция	-	37,5
C ₅ и выше	19,3	6,5
Всего	100,0	100,0

Расходные показатели для ГФУ предельных газов (на 1т сырья):

Пар водяной, Гкал 0,7

Электроэнергия, кВт*ч 57

Вода оборотная, м³ 20-30

Сырье поступает на ГФУ в газообразном и жидком (головки стабилизации) виде. На ГФУ предельных газов подаются газы с установок первичной перегонки, каталитического риформинга, гидрокрекинга, на ГФУ непредельных газов — с установок термического и каталитического крекинга, коксования. Характеристика сырья ГФУ приводится в табл.

Состав сырья ГФУ, % масс. Таблица 2.

Компоненты	ГФУ предельных газов			ГФУ непредельных газов		
	Газ первичной переработк и	Голов ка первичной перегонки	Головк каталитическог о риформинга	Газ термического крекинга	Газ коксования	Газ каталитического крекинга
CH_4+H_2	1	-	-	16	32	11
C_2H_4	-	-	-	2,5	4,6	6
C_2H_6	4	0,6	3,0	16	13,8	8
C_3H_6	-	-	-	9	6	22
C_3H_8	40	22,2	55	20,6	20,8	12,8
изо- C_4H_8	-	-	-	4,5	0,2	6
н- C_4H_8	-	-	-	9,8	3,9	13,8
изо- C_4H_{10}	10	12	19,7	5	3	13
н- C_4H_{10}	23	40,2	20	14	9,5	4,8
C_5 и выше	22	25	2,3	2,6	6,2	2,6

2.2. Характеристика технологии и основные параметры вариантов технологического оборудования для разделения пропан-бутановой смеси

В мировой практике пропан-бутановую смесь разделяют из попутного нефтяного газа при переработке нефти на нефтеперерабатывающих заводах и природного газа при его переработке на газохимических комплексах, при стабилизации конденсата. При этом получаемая пропан-бутановая смесь является побочным продуктом в процессе переработки нефти и газа.

Так, например, на Ферганском и Бухарском нефтеперерабатывающих предприятиях получают сжиженный газ как побочный продукт нефтепереработки.

На Шуртанском газохимическом комплексе при производстве этилена (полиэтилена) получаемая пропан-бутановая смесь также является побочным продуктом переработки газа.

На установках стабилизации конденсата на УКПГ «Кокдумалак», УДП «Шуртаннефтегаз» и УДП «Мубарекский ГПЗ» пропан-бутановую смесь получают как побочный продукт в процессе стабилизации конденсата.

До обретения независимости Республики Узбекистан для удовлетворения потребности в жидких углеводородах сжиженный газ импортировался из России в объеме до 300 тыс.т. Для обеспечения потребностей населения республики было принято решение о строительстве установки разделения пропан-бутановой смеси на базе УДП «Шуртаннефтегаз». Для этого в 1993 г. был заключен контракт на разработку технологии разделения пропан-бутановой смеси как целевого продукта из природного газа.

Высокое влагосодержание и низкое давление сырьевого газа на входе в УППБС, обусловленные технологией переработки газа на Мубарекском ГПЗ, является отличительной особенностью этой установки от УППБС на УДП «Шуртаннефтегаз». Это предопределяет необходимость

строительства дополнительных сооружений, а именно установки цеолитовой осушки газа и дожимной компрессорной станции. Планируемый коэффициент извлечения пропан-бутановой фракции составит 78 – 80%.

Газ на промыслах перед подачей его потребителям обычно специально подготавливают, т. е. приводят его качество в соответствие с требованиями, при соблюдении которых обеспечиваются бесперебойная транспортировка и использование его потребителями без осложнений, нарушений санитарных норм и условий безопасности. Показатели качества газа, поставляемого с промыслов, зависят от специфики потребителей.

Если потребитель газа – газоперерабатывающий завод, то на промысле обычно подготавливают газ исходя только из условия бесперебойной подачи его на завод, а дальнейшая необходимая обработка газа проводится на заводе.

Если нефтяной газ подается с промысла непосредственно коммунально-бытовым потребителям, то его качества должно соответствовать требованиям ГОСТ 5542 – 78 «Газы природные топливные для коммунально-бытового назначения».

Требования к качеству газа, подаваемого в магистральные газопроводы, установлены ОСТ 51.40 – 83 «Газы горючие природные, подаваемые в магистральные газопроводы. Технические требования».

Основные показатели качества газа, регламентированные указанными стандартами, приведены в табл. 2.7.

Температура точек росы газа, подаваемого в магистральный газопровод при давлении 5,5 МПа, должна составлять не более, °С:

а) для умеренного климатического района:

в период с 1/V по 30/IX по воде 0; по углеводородам 0;

в период с 1/X по 30/IV по воде (-5); по углеводородам 0;

б) для холодного климатического района:

в период с 1/V по 30/IX по воде (-10); по углеводородам (-5);

в период с 1/X по 30/IV по воде (-20); по углеводородам (-10).

Основные показатели качества газа

Таблица 3.

Показатель	Для газа, подаваемого коммунально-бытовым потребителям	Для газа, подаваемого в магистральные газопроводы
Теплота сгорания низшая, кДж/м ³	39400-52000	-
Допустимое отклонение теплоты сгорания от номинального значения, %, не более	±5	-
Содержание в газе, г/м ³ , не более:		
Меркаптановой серы	0,036	0,036
Сероводорода	0,02	0,02
Механических примесей	0,001	0,003
Объемная доля кислорода, %, не более	1,0	1,0
Интенсивность запаха при объемном содержании газа в воздухе 1%, балл, не менее	3,0	-

В отдельных случаях, когда газ транспортируется по местным (тупиковым) газопроводам с целевым назначением конкретным потребителям или когда объем подаваемого в газопроводы нефтяного газа составляет незначительную часть от общего объема транспортируемого по этим газопроводам газа и не оказывает существенного влияния на изменение качественных показателей образующейся газовой смеси, требования к

качеству нефтяного газа могут отличаться от указанных в табл.2.7. и устанавливаться, исходя из конкретных условий.

Нефтегазодобывающие предприятия ежегодно заключают с потребителями договор на поставку-прием газа, в котором указываются показатели качества газа исходя из требований действующих стандартов и конкретных условий.

Качество газа, подаваемого в технологические газопроводы, определяют с учетом бесперебойного и безопасного осуществления технологических процессов. Например, при использовании газа для закачки в пласт или для газлифтной эксплуатации нефтяных скважин температура точки росы подготовленного газа по воде должна быть не менее чем на 3-5°C ниже температуры начала образования гидратов при максимальных рабочих давлениях указанных процессов.

2.3. Технология производства технического смеси пропан-бутана

Исходным сырьем для производства СПБТ (смесь пропан-бутана технический) является очищенный от сернистых соединений и частично от углекислого газа, глубоко осушенный (до точки росы минус 70°C) газ после цеолитовых блоков сероочистки головных сооружений «Шуртан».

Блок - схема производства по подготовке и переработке газа и конденсата на ГС «Шуртан» представлена на рисунке 1.

На УНТС-1 и УНТС-2 работают 7 технологических ниток производительностью 1,0 млрд. м³/год каждая, на УНТС-3 и УНТС-4 – 9 технологических ниток, из них 1, 2, 9 технологические нитки производительностью 1,33 млрд. м³/год каждая и 3, 4, 5, 6, 7, 8 технологические нитки производительностью 1,66 млрд. м³/год каждая. Общая проектная производительность УНТС-1 и УНТС-2 по газу составляет 7,0 млрд. м³/год, УНТС-3 и УНТС-4 – 14,0 млрд. м³/год.

Подготовка газа на установках осуществляется методом низкотемпературной сепарации с охлаждением его за счет дросселирования. Предупреждение гидратообразования в системе НТС осуществляется вводом ингибитора (ДЭГ) в поток газа перед

теплообменником второй ступени. Проектное рабочее давление газа на входе установок 10,0 МПа, на выходе – 5,6 МПа.

Подготовленный газ с УНТС-1 и УНТС-2 подается в газопровод «Шуртан-Сырдарья», с УНТС-3 и УНТС-4 – в объеме 12,0 млрд. м³/год на блоки цеолитовой сероочистки (ЦСО), а остальная часть подготовленного газа направляется в газопровод «Шуртан-Сырдарьинская ГРЭС».

Процесс цеолитовой сероочистки природного газа, прошедшего предварительно подготовку на установках НТС, предусматривает рабочее давление исходного газа на входе блоков ЦСО 5,4-5,5 МПа с обеспечением требуемой температуры точки росы по влаге и углеводородам. Общая проектная производительность блоков ЦСО по газу составляет 20,0 млрд. м³/год (производительность одного блока 4,0 млрд. м³/год). С блоков ЦСО очищенный от сернистых соединений и частично от углекислого газа, глубоко осушенный газ подается на УППБС для извлечения пропан-бутановой смеси.

Для производства продукта на УППБС применена технология охлаждения и частичной конденсации природного газа за счет эффекта его расширения в турбодетандерном агрегате с последующей ректификацией выделенного конденсата и получением пропан-бутановой смеси.

Общая проектная производительность УППБС-1, 2, 3, 4 по газу составляет 12,0 млрд. м³/год.

Газ после УППБС направляется на дожимную компрессорную станцию для компримирования до давления 5,5 МПа и подается в газотранспортную систему. Общая проектная производительность ДКС составляет 12,0 млрд. м³ в год (6 агрегатов в работе, 1 - находится в резерве).

Состав и характеристика сырьевого и прогнозный компонентный состав газа, поступающего на УППБС для переработки, приведена в таблице 2.1.

Сырье – смесь природных газов Шуртанской группы месторождений, поступает к границам завода по трубопроводу с давлением 4000 ÷ 5500 кРа и температурой не выше 75 °С на площадку, представляющую собой три параллельные нитки трубопроводов.

Давление природного газа при входе на установку контролируется по показанию прибора PI-17012. В схеме предусмотрена сигнализация минимального и максимального значений давления.

Для проведения периодического лабораторного контроля за составом подаваемого природного газа на трубопроводе подачи сырьевого газа в пределах границ комплекса, смонтирована пробоотборная точка S-1700.

Давление природного газа на установке аминовой очистки поддерживается в пределах $3765 \div 4000$ кПа (изб) регулятором PC-17001A,B,C «НЗ» которого установлены на трубопроводах трех параллельных ниток. Для предохранения регулирующих клапанов от загрязнения механическими примесями, на линиях подачи природного газа перед клапанами PV-17001A/B/C «НЗ» установлены сетчатые фильтры FD-1704A/B/C. Контроль за степенью загрязнения фильтров осуществляется по показаниям манометров PG-7079, PG-17080, PG-17081, PG-17082, PG-17083, PG-17084 установленных до и после фильтров. Постоянно в работе находится два фильтра и один в резерве.

Влагосодержание природного газа составляет не более $25 \div 30$ g/m³.

Далее, природный газ от регулирующих клапанов PV-17001A/B/C «НЗ» по индивидуальным, параллельным трубопроводам поступает на охлаждение в холодильники природного газа EA-1706A/BC. Также как и в случае с регулируемыми клапанами одновременно в работе находится два холодильника и один в резерве. Фильтр, регулирующий клапан и холодильник с одинаковыми буквенными индексами образуют единый узел, снабженный спаренной отсечной арматурой на входе (до фильтра) и на выходе (после холодильника) узла. По выходе из холодильников природный газ объединяется в общий трубопровод, и с расходом не более 400 t/h подается в сепаратор природного газа FA-1702.

Расход природного газа поддерживается автоматически регулятором FC-17001, с коррекцией по температуре, давлению и молекулярной

массе. Регулирующий клапан FV-17001 «НЗ» установлен на трубопроводе очищенного природного газа после абсорбера DA-1701.

Текущее скомпенсированное значение расхода природного газа с контроллера FC-17001, подается для суммирования в сумматор FQC-17001. Текущее значение расхода газа и количество наработанного за период времени измеряются в тоннах. Коммерческий учет природного газа ведется контроллером FLOOBOS FI-17001A, установленным параллельно контроллеру FC-17001. Суммирование наработанного количества газа ведется контроллером FQI-17001A. Коммерческий учет газа ведется в стандартных кубических метрах (ст.м.³).

Компенсация по давлению и температуре замеряемого потока природного газа осуществляется приборами PI-17007 и TI-17007 соответственно. Компенсация замеряемого потока природного газа при изменении молекулярной массы (изменение состава газа) осуществляется путем ручного ввода текущего значения молекулярной массы через AT-17001 на основании проводимого лабораторного анализа.

Природный газ охлаждается в холодильниках природного газа EA-1706A/B/C за счет теплообмена с оборотной водой.

Холодильники природного газа EA-1706A/B/C – кожухотрубчатые двухходовые теплообменники, по трубному пространству которых подается обратная вода, по межтрубному – природный газ.

Для проведения периодического замера температуры обратного потока оборотной воды, на выходе из холодильников природного газа EA-1706A/B/C установлены терма карманы TW-17052A; TW-17052B и TW-17052C соответственно.

Для защиты трубного пространства холодильников природного газа EA-1706A, EA-1706B на трубопроводах обратной оборотной воды установлены предохранительные клапаны PSV-17008A и PSV-17008B

соответственно. Установочное давление предохранительных клапанов составляет 4370 kPa (изб).

В сепараторе природного газа FA-1702 из природного газа отделяются капли жидкости (вода и углеводородный конденсат), а также механические примеси.

Температура потока природного газа после сепаратора FA-1702 поддерживается не выше 45⁰С регулятором ТС-17001. Регулирующий клапан TV-17001 «НО» установлен на трубопроводе подачи оборотной воды в холодильник природного газа EA-1706A.

Уровень жидкости в сепараторе природного газа FA-1702 поддерживается регулятором LC-17001. Регулирующий клапан LV-17001 «НЗ» установлен на трубопроводе вывода жидкой фазы в сепаратор/разделитель FA-6908. В аварийных случаях или остановке сепаратора/разделителя FA-6908, имеется возможность направить жидкую фазу в факельный сепаратор мокрых факельных сбросов.

В схеме предусмотрена сигнализация максимального значения уровня жидкости по показанию прибора LC-17001. По месту контроль уровня жидкой фазы в сепараторе FA-1702 ведётся по показаниям уровнемера LG-17051.

Контроль давления природного газа в сепараторе осуществляется по показанию манометра PG-17001.

В верхней части сепаратора FA-1702 установлен сетчатый каплеотбойник для предотвращения уноса капельной жидкости с потоком природного газа.

Отбор проб для лабораторного контроля состава природного газа осуществляется из пробоотборного устройства S-1701.

3.1. Назначение технологического процесса разделения пропан-бутановой смеси

Установка газовой сепарации природного газа включает в себя блоки аминовой очистки, осушки, газоразделения.

Установка предназначена для удаления двуокиси углерода CO_2 и сероводорода H_2S из природного газа абсорбцией диэтаноломином, осушки влаги на цеолитах методом адсорбции и разделения очищенного природного газа методом ректификации.

В процессе разделения природного газа выделяются товарные продукты - метан, этан, пропан, бутаны, фракция C_5 и выше.

Метан направляется в магистральный газопровод товарного продукта, используется в качестве топливного газа на ГПЗ.

Этан используется в качестве сырья пиролиза.

Пропан, бутаны, фракция C_5+ и выше отгружаются потребителям в качестве товарной продукции.

Установка газовой сепарации природного газа состоит из следующих блоков (рис. 2):

I. Аминовой очистки природного газа

II. Осушки и газоразделения природного газа

I. Блок аминовой очистки природного газа состоит из узлов:

1. Подготовки газового сырья.
2. Абсорбции кислых компонентов.
3. Циркуляции аминового раствора.
4. Десорбции кислых газов.
5. Охлаждения и выделения кислых газов.
6. Приготовления и хранения амина.
7. Антипенного агента.
8. Ингибитора коррозии.
9. Аминового дренажа.

II. Блок осушки и разделения природного газа состоит из узлов:

1. Предварительного охлаждения и сепарации очищенного природного газа.
2. Осушки очищенного природного газа.
3. Глубокого охлаждения и сепарации газового сырья.
4. Выделения метана.
5. Выделения этанового сырья.
6. Выделения пропана.
7. Выделения бутанов и углеводородного конденсата.
8. Компримирования метана.

Кроме вышеуказанных узлов, на установке имеются системы общего назначения:

1. Пара и конденсата.
2. Обратного водоснабжения.
3. Сбора кислых, мокрых и сухих факельных сбросов.
4. Углеводородного дренажа.
5. Сбора замасленных стоков.
6. Сервисных станций.
7. Канализации. Количество технологических линий 1.

Согласно техническому заданию, на проектируемой установке переработки газа планируется вырабатывать следующие виды готовой продукции:

а) товарный газ, удовлетворяющий по качеству требованиям O'zDSt 948:

- содержание сероводорода – не более 7 мг/м^3 ;
- содержание меркаптановой серы – не более 16 мг/м^3 ;
- температура точки росы:
по влаге – не выше минус 5°C ;
по углеводородам – не выше 0°C .

б) газовый конденсат, удовлетворяющий по качеству требованиям TSt 39.0-02:

- давление насыщенных паров 500 мм.рт.ст.;

- массовая доля воды – не более 0,1 %;

- массовая концентрация хлористых солей – не более 10 мг/дм³.

в) газы сжиженные, удовлетворяющие по качеству требованиям:

- газы углеводородные сжиженные топливные для коммунально-бытового потребления - ГОСТ 20448;

- ГОСТ 27578 газы углеводородные сжиженные для автомобильного транспорта;

- ГОСТ 21443 газы углеводородные сжиженные, поставляемые на экспорт.

Метановая фракция после УППБС через замерный узел товарного газа поступает на ДКС, где компримируется, и направляется в магистральный газопровод.

Конденсат газовый стабильный по трубопроводу транспортируется до точки врезки в конденсатопровод на выходе из установки стабилизации конденсата (УСК).

СПБТ по трубопроводу транспортируется в товарный парк, откуда отгружается потребителям железнодорожным и автотранспортом.

Проектная производительность УППБС-5 очереди по исходному газу составляет 3,0 млрд.м³/год (375000 м³/ч при 0°С и 0,1033 МПа).

На рисунке 2 приведена Принципиальная технологическая схема разделения пропан-бутановой смеси.

В соответствии с принятой технологией система переработки газа в состав проектируемой УППБС-5 входят:

- блок тонкой фильтрации – фильтры Ф-1/1,2-3/1,2;

- блок предварительного охлаждения – Т-1, Т-2, Т-3, Т-4, Т-5 и сепаратор С-1;

- детандерный блок – турбодетандер ТДА и турбокомпрессор ТДК, сепаратор С-2;

- блок этановой колонны – колонна К-1, выносной кипятильник Т-6;

- блок пропан-бутановой колонны – колонна К-2, выносной кипятильник Т-8, рефлюксная емкость Е-1, аппараты воздушного охлаждения АВО-1, АВО-2, водяные холодильники Т-7/1-4, насос Н-1;
- блок емкостей – дренажные емкости Е-4, Е-5;
- вспомогательное оборудование.

Процесс выделения СПБТ из природного газа непрерывный, осуществляется методом охлаждения и частичной конденсации природного газа за счет эффекта адиабатического расширения исходного газа в турбодетандере с последующей ректификацией выделенного конденсата. Принципиальная технологическая схема УППБС-5 приведена на рисунке 3.

На УППБС исходный газ поступает после цеолитовых блоков сероочистки ГС Шуртан с температурой плюс 44°С и давлением 4,8 МПа.

Для очистки от механических примесей (в основном – цеолитовой пыли) на входе в УППБС исходный газ подается в блок фильтрации, включающий 6 тканевых фильтров, скомпонованных в 3 параллельные пары (две рабочие и одна резервная).

Очищенный исходный газ направляется в блок предварительного охлаждения, где разделяется на два параллельных потока.

Основной поток поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-1, где охлаждается до температуры 8,8°С потоком газа деэтанзации из трубного пространства теплообменника Т-3.

Второй поток направляется в трубное пространство теплообменника Т-2, где охлаждается до температуры 6,2°С потоком метановой фракции из верха колонны К-1. Давление при этом снижается до 4,74 МПа.

Основной объем исходного газа (72%) из межтрубного пространства теплообменника Т-1 смешивается с потоком газа из трубного пространства теплообменника Т-2 и охлаждается газом деэтанзации в межтрубном пространстве теплообменника Т-3 до температуры минус 53,8°С.

Часть исходного газа из межтрубного пространства теплообменника Т-

1 поступает в межтрубное пространство теплообменника Т-4, где охлаждается конденсатом из сепаратора С-2 и частично конденсируется при температуре минус 41,9°С.

Объединенный поток исходного газа из межтрубных пространств теплообменников Т-3 и Т-4 при температуре минус 51,8°С поступает в сепаратор С-1 для разделения фаз. Из сепаратора С-1 газовая фаза направляется в турбодетандер, жидкая фаза – дросселируется до давления 2,76 МПа и подается в сепаратор С-2.

Газовая фаза расширяется в турбодетандере от давления 4,64 МПа до давления 2,76 МПа, при этом температура газа снижается до минус 76°С.

Затем поток смешивается с жидкой фазой из сепаратора С-1 и при температуре минус 75,1°С поступает в сепаратор С-2 для разделения фаз.

Жидкая фаза из сепаратора С-2 направляется в трубное пространство теплообменника Т-4, где нагревается до температуры минус 5°С, частично испаряется и подается в среднюю часть ректификационной колонны К-1.

В ректификационной колонне К-1 происходит отпарка (отделение) легких углеводородов – метана и этана.

Колонна К-1 снабжена установленным над верхней тарелкой противоточным дефлегматором Т-5 и выносным кипятильником Т-6. Хладоагентом в дефлегматоре Т-5, предназначенным для сокращения потерь пропана с верхним продуктом, является пар из сепаратора С-2. Теплоносителем в кипятильнике Т-6 является насыщенный водяной пар под давлением 0,6 МПа с температурой 164°С.

Газовый поток из сепаратора С-2, представляющий собой метановую фракцию, отдает холод в межтрубном пространстве противоточного дефлегматора Т-5 колонны К-1 и нагревается последовательно в трубном пространстве теплообменников Т-3 и Т-1 до температуры плюс 38,4°С.

Метановая фракция из колонны К-1 направляется в трубное пространство теплообменника Т-3. Далее этот поток метановой фракции смешивается с потоком метановой фракции из межтрубного пространства теплообменника Т-2 (верхний продукт колонны К-1) и дожимается в

компрессоре, который установлен на одном валу с детандером.

После компрессора метановая фракция с давлением 2,9 МПа и температурой 48,9°С по газопроводу поступает на ДКС, где компримируется, и направляется в магистральный газопровод.

На выходе установки предусматривается замерный узел товарного газа.

Кубовая жидкость колонны К-1 (фракция C_{5+B}) дросселируется до давления 1,63 МПа и с температурой 83,4°С подается в колонну К-2 для разделения пропан-бутановой смеси.

Примечание. При переработке природного газа с малым содержанием тяжелых компонентов кубовый продукт колонны К-1 отвечает требованиям, предъявленным к пропан-бутановой смеси, и может использоваться как готовый продукт без дополнительной переработки в колонне К-2. В этом случае кубовая жидкость колонны К-1 подается не в колонну К-2, а непосредственно в водяные холодильники Т-7/1, Т-7/2 и Т-7/3.

Колонна К-2 снабжена выносным кипятильником Т-8. Теплоносителем в кипятильнике Т-8 служит водяной пар высокого давления (1,2 МПа) с температурой 191°С.

Пар с верхней тарелки колонны К-2 полностью конденсируется в теплообменниках Т-7/1, Т-7/2 и Т-7/3, а затем собирается в рефлюксной емкости Е-1. Жидкая фаза, отбираемая из емкости Е-1 насосом Н-1, представляет собой готовый товарный сжиженный газ. Часть сжиженного газа (6262,7 кг/ч) из нагнетательной линии насоса Н-1 охлаждается в теплообменнике Т7/4 и выводится в промежуточный парк сжиженного газа, а часть (5736,4 кг/ч) – направляется на верхнюю тарелку колонны К-2 в качестве орошения.

Кубовый продукт колонны К-2 (стабильный конденсат) охлаждается в воздушном холодильнике АВО-1 до 48°С и направляется на УСК.

Паровой конденсат, отводимый из кипятильника Т-8, охлаждается в воздушном холодильнике АВО-2, и затем выводится из установки в коллектор парового конденсата при температуре не выше 90°С.

Предусматривается возможность поддержания этой температуры на заданном уровне отключением вентиляторов АВО либо перепуском части конденсат по байпасной линии помимо АВО.

Паровой конденсат, отводимый из кипятильника Т-6, выводится из установки в коллектор парового конденсата.

Вода на установку подается из системы оборотной воды и отводится в соответствующий коллектор.

Продувки от предохранительных клапанов собираются в коллектор и подаются в факельную систему. Слив холодных жидкостей из аппаратов и трубопроводов, также сброс давления из аппаратов при остановке установки или при переключении аппаратов периодического действия ведется в дренажную емкость Е-4, откуда газ и испарения жидкости выводятся в факельную систему через специальный подогреватель-теплообменник Т-11, в который в качестве теплоносителя подается исходный природный газ под давлением 5,0 МПа, сбрасываемый затем в коллектор газов регенерации установок сероочистки.

Слив горячих жидкостей из кубов колонн, емкости Е-1, теплообменников Т7/1-4 и соответствующих трубопроводов при плановой и аварийной остановке установки производится в специальную емкость Е-5, откуда при пуске установки жидкость передавливается обратно с помощью подаваемого в емкость природного газа.

Предусматривается терминал для хранения 3-х суточного объема производимой продукции – смеси ПБФ с насосной станцией. Предусматривается установка наливных устройств с массовыми расходомерами. Принципиальная технологическая схема товарного парка СУГ приведена на рисунке 4.

Товарный парк СУГ состоит из 24-х буллитов вместимостью 200 м³ каждый (из них 16 действующих – для 1,2 очереди и 8 проектных – для 5 очереди). Общий объем парка составит 4800 м³.

Проектные буллиты будут расположены на существующей площадке товарного парка и связаны с существующей площадкой промежуточного

парка, его насосной и существующей наливной эстакадой соответствующими инженерными коммуникациями, обеспечивающими производственные операции по приему, хранению и отгрузке товарной продукции.

Предполагается строительство десяти гусаков для налива в автоцистерны, реконструкция насосной (насосы мощностью 180 м³/ч взамен устаревших) и компрессорной (компрессоры новые взамен устаревших).

После УППБС-5 метановая фракция с давлением 2,9 МПа по газопроводу поступает на ДКС, где компримируется до давления 5,5 МПа, и направляется в магистральный газопровод «Шуртан-МубарекI».

В системе компримирования происходят: охлаждение газа в аппарате воздушного охлаждения, доохлаждение в водяном холодильнике, его компримирование и охлаждение в аппарате воздушного охлаждения.

Принципиальная технологическая схема ДКС приведена на рисунке 4.

Предусматривается установка водяных холодильников для охлаждения потока газа на входе в ДКС (9 газоперекачивающих агрегатов (ГПА), в том числе 7 действующих и 2 проектных ГПА).

В водяных холодильниках газ охлаждается от температуры 48°С до 38°С. Для охлаждения газа в объеме 44,5 млн. м³/сут (1-5 очереди) от температуры 48°С до 38°С требуется поверхность теплообмена 4060 м² (10 водяных холодильников с единичной поверхностью теплообмена 406 м²). Общий расход охлаждающей воды составляет 14400 т/сут, температура воды на входе в холодильник - 30°С, на выходе – 38-40°С.

Для компримирования газа в объеме 9,0 млн. м³/сут от давления 2,9 МПа до 5,5 МПа требуется общая потребляемая мощность 8,5 МВт (расчетная) на валу компрессора.

Предусматривается установка аппаратов воздушного охлаждения на входе и выходе ДКС в блочном исполнении. Расход газа измеряется на существующем узле замера.

Конденсат газовый стабильный по трубопроводу транспортируется на

конденсат сборный парк (КСП) ГС «Шуртан».

Предварительный гидравлический расчет трубопровода-коллектора УППБС - врезка в конденсатопровод на выходе из УСК (КСП) выполнен на производительность 78,7 т/сут. Давление и температура конденсата в начале трубопровода-коллектора составляют 0,6 МПа и 35°С соответственно. Протяженность трубопровода-коллектора – 0,7 км.

Согласно результатам гидравлического расчета, при диаметре трубопровода-коллектора 89 x 5 мм давление и температура конденсата на КСП составят 0,52 МПа и 32-34°С.

Результаты гидравлического расчета трубопровода-коллектора «УППБС – КСП» приведены в таблице 2.

СПБТ по трубопроводу транспортируется в товарный парк, откуда отгружается потребителям железнодорожным транспортом.

Предварительный гидравлический расчет трубопровода-коллектора «УППБС -товарный парк СУГ» выполнен на производительность 150,3 т/сут. Давление и температура СПБТ в начале трубопровода-коллектора составляют 1,63 МПа и 45°С соответственно. Протяженность трубопровода-коллектора – 4,5 км.

Согласно результатам гидравлического расчета, при диаметре трубопровода-коллектора 89x5 мм давление и температура СПБТ в товарном парке СУГ составят 1,34 МПа и 40-35°С.

Результаты гидравлического расчета трубопровода-коллектора «УППБС - товарный парк СУГ» приведены в таблице 3.

В таблице 4 приведен материальный баланс производства в годовом исчислении.

Общий расход газа на оседание продукции (сжиженный газ и стабильный конденсат) УППБС -5 очереди в среднем составляет 0,03 млн. м³ в год.

Природный газ из FA-1702 с температурой не выше 45 °С подается в нижнюю часть абсорбера кислого газа DA-1701 для очистки от сероводорода и диоксида углерода.

Абсорбер кислого газа DA-1701, представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа с комбинированным внутренним устройством. Средняя часть аппарата предназначена для проведения процесса абсорбции, верхняя – для промывки природного газа.

В средней части аппарат оснащен двумя слоями насадки марки FLEXIMAX400, двумя распределительными тарелками, и сливным устройством.

В верхней части аппарата смонтированы четыре тарелки водной промывки, три из которых колпачковые и одна – нижняя - «глухая» тарелка с каплеотбойником.

В верхней части аппарата на выходе газа из колонны, установлено каплеотбойное устройство (демистер).

В абсорбере кислого газа DA-1701 природный газ проходит из нижней части абсорбера вверх через два слоя насадки, контактируя с нисходящим потоком 30 %-го раствора ДЭА.

Противотоком природному газу, через распределительное устройство, расположенное ниже лотка спускного устройства промывочной воды, непрерывно, с расходом до 560 м³/h и температурой 55÷62 °С подается водный раствор диэтанолamina (ДЭА).

На поверхности насадки происходит процесс химического взаимодействия кислых газов (сероводорода и диоксида углерода) диэтанолamiном с образованием неустойчивых водорастворимых комплексных соединений.

Очищенный в абсорбере кислого газа DA-1701 природный газ поступает далее через каплеотбойное устройство в верхнюю секцию абсорбера для отмывки природного газа от ДЭА паровым конденсатом и питательной водой парового котла поступающим из холодильника

продувки пара EA-1131 зоны 1100 с температурой $54 \div 62$ °С. Целью данной промывки потока газа, снижения потерь раствора ДЭА.

Конденсат подается на верхнюю тарелку абсорбера кислого газа DA-1701 и стекает вниз, противотоком к восходящему потоку природного газа.

Расход парового конденсата в абсорбер кислого газа DA-1701 поддерживается в пределах $2,0 \div 3,9$ м³/h регулятором FC-17003. Регулирующий клапан FV-17003 «НЗ» установлен на трубопроводе подачи в абсорбер кислого газа DA-1701.

Уровень парового конденсата на четвертой тарелке абсорбера кислого газа DA-1701 поддерживается регулятором LC-17002, клапан НЗ LV-17002 которого установлен на линии выхода парового конденсата. Промывная вода из тарелки отводится в трубопровод подачи орошения колонны отпарки амина DA-1702.

При достижении минимального значения («L») уровня промывочной воды, предусмотрена активизация сигнализации на пульте управления (PCU). По месту уровень промывочной воды контролируется по показаниям уровнемера LG-17052.

Очищенный природный газ на выходе из абсорбера кислого газа DA-1701 с температурой не выше 62 °С проходит через каплеотбойник для извлечения следовых количеств ДЭА и направляется на установку разделения газа (УРГ). Температура очищенного природного газа на выходе из DA-1701 контролируется по показаниям прибора TI-17005.

Для регулирования расхода очищенного природного газа, на трубопроводе по выходу из абсорбера установленным регулирующим клапаном FV-17001 «НЗ».

На линии очищенного природного газа из DA-1701 после регулирующего клапана, установлен анализатор AI-17001 определяющий остаточное содержание диоксида углерода в газе.

Предусмотрена сигнализация максимального значения концентрации диоксида углерода в потоке очищенного природного газа.

Отбор проб для лабораторного контроля состава природного газа осуществляется из пробоотборного устройства S-1702.

Для защиты оборудования и трубопроводов от превышения давления в абсорбере кислого газа DA-1701 установлены пять предохранительных клапанов PSV-1702 A,B,C,D,S. Установочное давление предохранительных клапанов составляет 4370 кПа.

Сброс избыточного давления газа с предохранительных клапанов, а также из трубопроводов ручного стравливания, предусмотрен в сборную систему мокрых факельных сбросов.

В абсорбере кислого газа DA-1701 раствор ДЭА насыщается кислыми газами и сливается в кубовую часть аппарата.

Постоянный уровень насыщенного раствора ДЭА в кубе абсорбера DA-1701 поддерживается в пределах 10-85 % регулятором LC-17003, клапан НЗ LV-17003 которого установлен на линии вывода насыщенного раствора ДЭА в расширительную емкость FA-1705.

Предусмотрена сигнализация минимального и максимального значений уровня в кубе по показанию прибора LC-17003.

Контроль за уровнями раствора насыщенного ДЭА и жидких углеводородов ведется по показаниям установленных по месту приборов LG-17054A и LG-17054B.

Контроль изменения перепада давления в абсорбере кислого газа DA-1701 ведется по прибору PDI-17010.

Контроль значения давления в кубе абсорбера кислого газа DA-1701 ведется по показанию установленного по месту прибора PG-17052.

Значение температуры аминного раствора в кубе абсорбера кислого газа DA-1701 контролируется по показанию прибора TI-17006.

Отбор проб для лабораторного контроля состава раствора ДЭА осуществляется из пробоотборного устройства S-1705 на трубопроводе насыщенного ДЭА из куба абсорбера кислого газа DA-1701.

Освобождение куба абсорбера кислого газа DA-1701 и приборов уровня предусмотрено в дренажную ёмкость FA-1704.

Насыщенный раствор ДЭА из абсорбера кислого газа DA-1701 поступает в расширительную емкость (экспансер) FA-1705.

В случае возможной аварийной ситуации приводится в действие система аварийной изоляции (САИ) абсорбера кислого газа DA-1701, в результате воздействия:

- одновременно закрываются регулирующие клапаны PV-17001 А, В, С и прекращается подача природного газа на установку;
- закрывается регулирующий клапан LV-17001 и прекращается вывод конденсата из сепаратора FA-1702;
- закрывается регулирующий клапан FV-17003 и прекращается подача парового конденсата в абсорбер кислого газа DA-1701.

Природный газ подаётся в блок выделения метана двумя потоками в качестве питания деметанизатора DA-1801.

Деметанизатор DA-1801 содержит 38 клапанных тарелок, которые фракционируют сырьё с целью получения верхнего погона с содержанием этана менее 0.17% мол. и кубового остатка с содержанием метана менее 0.29% мол.

Питание в колонну подается двумя потоками:

- двухфазный поток, состоящий в основном из метана (CH_4), примесей этана (C_2H_6) и азота, с температурой минус $81 \div$ минус $82,5^\circ\text{C}$ подаётся на 11-ю тарелку;

- двухфазный поток смеси углеводородов (CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5 +выше) с температурой не ниже минус 60°C подаётся в пространство между 27-ой и 28-ой тарелками.

Раздельная система ввода питания позволяет уменьшить нагрузку на кубовый ребойлер и повышает коэффициент полезного действия всего блока. Газовая фаза от точек ввода питания движется в верхнюю часть колонны, обогащаясь при этом лёгкими углеводородами (CH_4) за счёт протекания непрерывного процесса массообмена со стекающей вниз жидкостью.

На рис. бпредставлен профиль концентрации метана (CH_4) в составе жидкости в зависимости от высоты колонны, при проектной нагрузке. Жидкость, обогащенная более тяжелыми углеводородами (C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5 +выше), собирается в кубовой части колонны.

Наряду с изменением состава смеси углеводородов по высоте колонны, меняется и температура контактирующих фаз.

На рис. 7представлен температурный профиль колонны, позволяющий судить о рабочей температуре фаз в той или иной части колонны.

Температура среды по высоте колонны замеряется целым рядом термопар:

- ТП-18014 замеряет температуру среды на тарелке ввода верхнего питания в колонну;

- ТП-18015 замеряет температуру среды на 22-ой тарелке (возврат потока из бокового ребойлера ЕА-1806);

- ТП-18020 замеряет температуру среды на тарелке ввода нижнего питания в колонну:

- ТП- 18030 замеряет температуру на 33-ой (контрольной) тарелке колонны.

Верхний погон колонны, состоящий из метана с примесью азота и этана (метановая фракция), с температурой минус 93 ÷ минус 94°С подаётся в трубное пространство конденсатора EA-1807 (конденсатор верхнего погона деметанизатора). Температура потока метановой фракции с верха деметанизатора контролируется термопарой ТП-18017.

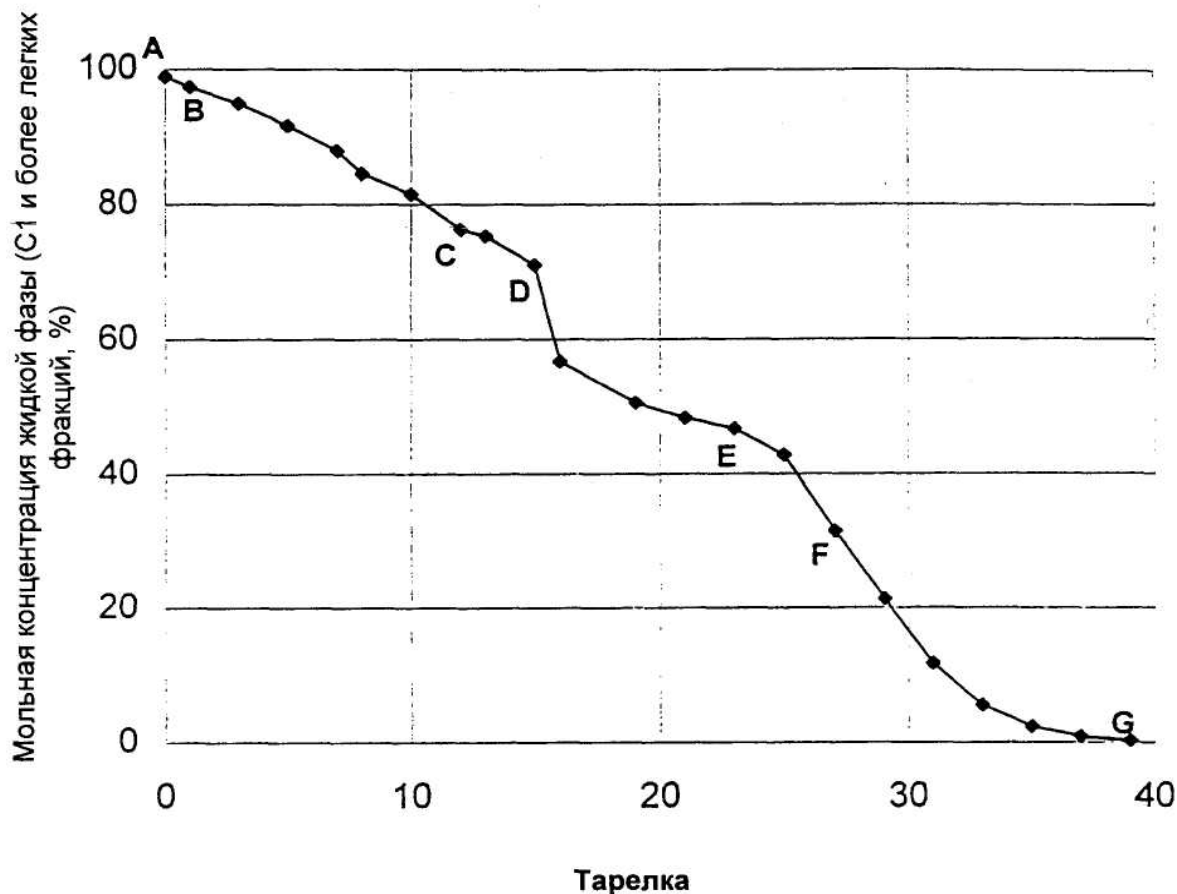


Рис. 1. Профиль мольной концентрации жидкой фазы в деметанизаторе. A - Конденсатор EA-1807; D - Отвод к EA-1806; G - Ребойлер EA-1808; B - Флегма от GA-1801 и S; E - Возврат от EA-1806; C - Сырье от EA-1801; F - Сырье от FA-1802.

Конденсатор EA-1807 является горизонтальным однопроходным кожухотрубчатый теплообменником с жестко укрепленной трубной решеткой. В конденсаторе происходит охлаждение и конденсация части метановой фракции за счёт теплообмена с этиленовым хладагентом с изотермой минус 101°С. По выходу из конденсатора двухфазный поток с температурой минус

94 ÷ минус 95°C, поступает во флегмовую ёмкость (сепаратор) FA-1803 для раздела фаз.

Сепаратор FA-1803 представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с максимальным объёмом 89 м³, выполненный из нержавеющей стали. В верхней части сепаратора установлен коагулятор для предотвращения уноса капельной жидкости вместе с потоком метановой фракции.

Профиль температур деметанизатора. А - Конденсатор EA-1807; D - Отвод к EA-1806; G - Рибойлер EA-1808; В - Флегма от GA-1801 и S; E - Возврат от EA-1806; С - Сырьё от EA-1801; F - Сырьё от FA-1802.

В сепараторе под действием сил гравитации происходит отделение сконденсированного метана (жидкости) от газовой фазы.

Уровень в сепараторе регулируется контроллером LC-18003 с сигнализацией по высокому “H” и низкому “L” значению путём изменения объёма подаваемого хладагента в конденсатор EA-1807. Уровень в сепараторе замеряется по месту уровнемером LG-18057A/B/C.

Объём сконденсированного метана при максимальном уровне в ёмкости составляет 43,6 м³.

В случае снижения уровня жидкости ниже установленного значения в 20÷25% уменьшается количество подаваемого сконденсированного метана на установку разделения пирогаза. При достижении “низко-низкого” (LL) значения уровня в сепараторе, равного 5%, происходит срабатывание блокировки I -1806, вызывающей отключение насоса орошения GA-1801,S и закрытие отсечного клапана XV-18001 на линии вывода сконденсированного метана из сепаратора FA-1803.

Для избежание проблем с образованием гидратов в случае проскока влажного газа или концентрацией влаги в течение длительного времени, возможна подача метанола в поток кубового продукта сепаратора FA-1803.

Следует помнить, что, концентрированный метанол замерзает при температуре минус 98°C.

Отделившаяся в сепараторе жидкость (жидкий метан) подаётся на всас насоса GA-1801,S.

Насос GA-1801,S является насосом подачи орошения в верхнюю часть деметанизатора. Насос представляет собой вертикальный погружной центробежный насос. Низкие рабочие температуры перекачиваемой среды предъявляют определённые требования к процедуре эксплуатации данного типа насосов. (Более подробную информацию по эксплуатации насоса см. “Инструкцию по эксплуатации технологических насосов”).

Для избежания попадания на всас насоса предметов и выхода его из строя на линии подачи жидкого метана установлен механический фильтр. Диаметр сетки 50 меш.

С целью предохранения корпуса насоса от возможного повышения давления на выходной линии установлен предохранительный клапан PSV-1830,S с установочным давлением 4100 кПа. Сброс от клапанов производится в сепаратор FA-1803.

По выходу из насоса жидкий метан подаётся:

- в виде орошения в верхнюю часть колонны DA-1801;
- как хладагент (сконденсированный метан) на установку разделения пирогаза.

Регулирование расхода подаваемого хладагента метана осуществляется на установке разделения пирогаза в зависимости от температуры технологических потоков. Количество подаваемого хладагента метана измеряется сумматором FIQ-18008.

Для периодического контроля состава орошения колонны, на трубопроводе выхода кубового продукта из насоса GA-1801,S установлена пробоотборная точка S-1805.

Газовая фаза (метановая фракция) с температурой минус 94÷минус 95°С с верхней части сепаратора подаётся для нагрева в проход “А” холодильной камеры РА-1801 №1 и №2. Количество подаваемой метановой фракции замеряется расходомером FI-18007 с компенсацией по давлению (PI-18016) и температуре (TI-18021).

Нагрев метановой фракции в холодильной камере до температуры не ниже минус 2°С осуществляется за счёт теплообмена с технологическими потоками природного газа, поступающего на разделение (проходы “D” и “E”).

По выходу из холодильной камеры метановая фракция с температурой не ниже минус 2°С и давлением не выше 3000 кПа поступает в межтрубное пространство теплообменников EA-1822A/B. В процессе теплообмена метановая фракция нагревается до температуры 20÷25°С, потоком очищенного природного газа поступающего на разделение.

Контроль температуры метановой фракции на выходе из прохода “А” холодильной камеры осуществляется термопарой TI-18113.

По выходу из теплообменника, температура метановая фракция контролируется термопарами TI-18003 и TI-18025.

Для наблюдения за значением перепада давления метановой фракции по межтрубному пространству теплообменников EA-1822A/B, установлен дифференциальный прибор замера перепада давления PDI-18115. Значение перепада давления подаются в PCY (DCS). При достижении значения перепада давления по межтрубному пространству теплообменников выше установленного значения, активизируется сигнализация.

Для поддержания температуры подаваемого потока природного газа на заданном уровне, часть метановой фракции может перепускаться, минуя теплообменники EA-1822A/B. Регулирование объёма перепускаемой метановой фракции, осуществляется клапаном TV-18001”НЗ”.

По выходу из межтрубного пространства теплообменников EA-1822A/B, метановая фракция разделяется на три потока:

- основной поток под контролем давления в кубе деметанизатора направляется на блок компремирования метановой фракции (см. «Инструкцию по эксплуатации, подготовке к ремонту и пуску установки компремирования природного газа»).

- второй поток под контролем давления (РС-18005) направляется в систему подготовки газов регенерации;

- третий поток под контролем давления (РС-68003) поступает в систему подготовки топливного газа печей пиролиза.

Регулирование объёма подаваемой метановой фракции в систему подготовки газов регенерации осуществляется контроллером РС-18005 посредством клапана PV-18005 "НЗ".

Количество метановой фракции, поступающей в систему подготовки топливного газа печей пиролиза, регулируется клапаном PV-68003А "НЗ" в зависимости от давления в системе. Количество подаваемого топливного газа замеряется сумматором FIQ-18031 с компенсацией по давлению (PI-18019) и температуре (TI-18003) замеряемой среды.

Поддержание рабочего давления в деметанизаторе DA-1801 осуществляется путём регулирования количества отводимого метана из колонны. Контрольная точка регулирования давления, контроллер РС-18003, установлен в кубе колонны, а клапан PV-18003 - на трубопроводе подачи метановой фракции на компремирование. Давление в кубе поддерживается в интервале 3030 ÷ 3100 кПа. Следует отметить, что исполнение клапана PV-18003 выбрано с таким учётом, что при сбое в подаче воздуха КИПиА положение открытия клапана останется последним на момент сбоя.

Контроллер РС-18003 имеет уставки сигнализации по высокому "H" и низкому "L" значению давления в кубе колонны. Давление в кубе колонны замеряется по месту манометром PG-18061.

Перепад давления по высоте колонны замеряется перепадамером PDI-18008.

Для предохранения блока деметанизации от превышения давления на трубопроводе выхода метановой фракции из холодильной камеры установлены предохранительные клапаны PSV-1808A/B/C,S.C целью недопущения гидравлического удара в системе, в случае одновременного срабатывания всех трёх предохранительных клапанов, тарировочное давление данных клапанов имеет разницу. Так, давление тарировки клапанов PSV-1808A,S составляет 3460 кПа, а клапанов PSV-1808B,C - 3654 кПа. Газ из СППК сбрасывается в систему сбора сухих факельных сбросов.

Для предупреждения срабатывания предохранительных клапанов и уменьшения тем самым объёмов сбрасываемой метановой фракции при небольших колебаниях давления в системе, на трубопроводе выхода метановой фракции из холодильной камеры установлен регулирующий клапан PV-18004. Управление данным клапаном осуществляется контроллером PC-18004 с сигнализацией по высокому “Н” значению давления на трубопроводе выхода метановой фракции из холодильной камеры. При повышении давления в системе выше 3100 кПа производится сброс метановой фракции в систему сбора сухих факельных сбросов.

Кубовый продукт, состоящий из смеси углеводородов в жидкой фазе (CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5+ выше), поступает в отгонную секцию кубовой части колонны. Из отгонной секции посредством термосифона смесь углеводородов с температурой $30\div 35^\circ\text{C}$ подаётся в трубное пространство кубового ребойлера EA-1808.

Кубовый ребойлер EA-1808 представляет собой вертикальный кожухотрубчатый теплообменник.

В ребойлере жидкая фаза нагревается за счёт теплообмена с закалочной водой. Закалочная вода подаётся в межтрубное пространство кубового ребойлера с температурой $\sim 76^\circ\text{C}$. По мере нагрева кубового продукта в

трубном пространстве ребойлера, происходит испарение легкокипящих углеводородов, вызывая уменьшение плотности смеси углеводородов по всей высоте теплообменника. Разница плотностей продуктов в отгонной секции теплообменника и в кубовом ребойлере является движущей силой процесса термосифона.

Регулирование количества подаваемой закалочной воды в межтрубное пространство кубового ребойлера осуществляется клапаном TV-18002, в зависимости от температуры ТС-18002 среды на контрольной (33-ей) тарелке деметанизатора.

Температура подаваемой в кубовый ребойлер смеси углеводородов замеряется термопарой TI-18009 с сигнализацией по низкому “L” значению температуры.

В пусковой период, при наличии большого количества тяжёлых углеводородов в кубе колонны, для интенсификации процесса термосифона возможна подача небольшого количества осушенного природного газа на вход кубового ребойлера.

При снижении температуры подаваемой смеси углеводородов в кубовый ребойлер до низко-низкого “LL” значения, 20°C, происходит срабатывание включателя TS-18009 и активизация блокировки I-1806. Блокировка вызывает остановку насоса GA-1801&S орошения колонны и уменьшение тем самым нагрузки на ребойлеры.

По выходу из ребойлера двухфазный поток смеси углеводородов с температурой 40÷44°C подаётся в сборную секцию кубовой части. Из сборной секции газовая фаза поднимается в верхнюю часть колонны, участвуя в процессе массообмена со стекающей в отгонную секцию жидкой фазой.

Периодически для контроля за работой кубового ребойлера возможно проводить замер температуры выходного потока углеводородов из ребойлера посредством термокормана TW-18055.

Для уменьшения нагрузки на кубовый ребойлер часть жидких углеводородов с 15-ой тарелки деметанизатора подаётся в трубное пространство бокового ребойлера EA-1806.

Боковой ребойлер EA-1806 представляет собой вертикальный кожухотрубчатый теплообменник.

В ребойлере часть жидких углеводородов испаряется за счёт теплообмена с потоком более “тёплого” природного газа. Двухфазный поток по выходу из ребойлера подаётся на 22-ю тарелку деметанизатора. Газовая фаза поднимается в верхнюю часть деметанизатора, увеличивая тем самым объём паровой фазы, участвующей в процессе массообмена. Жидкая фаза стекает в нижнюю часть колонны, участвуя в процессе массообмена.

Количество подаваемой жидкости в ребойлер регулируется контроллером FC-18003 под действием клапана FV-18003 “НЗ”.

Жидкая фаза (C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5+ выше) из сборной секции куба колонны с температурой $40\div 44^\circ C$ отводится в качестве питания на блок выделения этанового сырья.

Уровень в сборной секции замеряется контроллером уровня LC-18005 с сигнализацией при высоком “Н” и низком “L” значении уровня. Уровень жидкости в сборной секции замеряется по месту уровнемером LG-18056A/B.

Количество отводимого продукта регулируется контроллером FC-18010 с переустановкой задания в зависимости от уровня в кубе колонны LC-18005.

3.2. Блок выделения метана при газоразделении природного газа

Природный газ подаётся в блок выделения метана двумя потоками в качестве питания деметанизатора.

Деметанизатор содержит 38 клапанных тарелок, которые фракционируют сырьё с целью получения верхнего погона с содержанием этана менее 0.17% мол. и кубового остатка с содержанием метана менее 0.29% мол.

Питание в колонну подается двумя потоками:

- двухфазный поток, состоящий в основном из метана (CH_4), примесей этана (C_2H_6) и азота, с температурой минус 81 ÷ минус 82,5°C подаётся на 11-ю тарелку;

- двухфазный поток смеси углеводородов (CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5 +выше) с температурой не ниже минус 60°C подаётся в пространство между 27-ой и 28-ой тарелками.

Раздельная система ввода питания позволяет уменьшить нагрузку на кубовый ребойлер и повышает коэффициент полезного действия всего блока. Газовая фаза от точек ввода питания движется в верхнюю часть колонны, обогащаясь при этом лёгкими углеводородами (CH_4) за счёт протекания непрерывного процесса массообмена со стекающей вниз жидкостью.

На рис. 5 представлен профиль концентрации метана (CH_4) в составе жидкости в зависимости от высоты колонны, при проектной нагрузке. Жидкость, обогащенная более тяжелыми углеводородами (C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5 +выше), собирается в кубовой части колонны.

Наряду с изменением состава смеси углеводородов по высоте колонны, меняется и температура контактирующих фаз.

На рис. 6 представлен температурный профиль колонны, позволяющий судить о рабочей температуре фаз в той или иной части колонны.

Верхний погон колонны, состоящий из метана с примесью азота и этана (метановая фракция), с температурой минус 93 ÷ минус 94°C

подаётся в трубное пространство конденсатора (конденсатор верхнего погона деметанизатора). Температура потока метановой фракции с верха деметанизатора контролируется термопарой.

Объём сконденсированного метана при максимальном уровне в ёмкости составляет 43,6 м³.

В случае снижения уровня жидкости ниже установленного значения в 20÷25% уменьшается количество подаваемого сконденсированного метана на установку разделения пирогаза.

Для избежание проблем с образованием гидратов в случае проскока влажного газа или концентрацией влаги в течение длительного времени, возможна подача метанола в поток кубового продукта сепаратора. Следует помнить, что, концентрированный метанол замерзает при температуре минус 98°C.

По выходу из насоса жидкий метан подаётся:

- в виде орошения в верхнюю часть колонны;
- как хладагент (сконденсированный метан) на установку разделения пирогаза.

По выходу из холодильной камеры метановая фракция с температурой не ниже минус 2°C и давлением не выше 3000 кПа поступает в межтрубное пространство теплообменников. В процессе теплообмена метановая фракция нагревается до температуры 20÷25°C, потоком очищенного природного газа поступающего на разделение.

Кубовый продукт, состоящий из смеси углеводородов в жидкой фазе (СН₄, С₂Н₆, С₃Н₈, С₄Н₁₀, С₅+выше), поступает в отгонную секцию кубовой части колонны. Из отгонной секции посредством термосифона смесь углеводородов с температурой 30÷35°C подаётся в трубное пространство кубового ребойлера.

Двухфазный поток жидких углеводородов (С₃Н₈, С₄Н₁₀, фракция С₅+выше) с температурой не выше 113°C из куба дэтанализатора DA-1802 (блок выделения этанового сырья) подаётся в качестве питания в депропанализатор DA-1803 (блок выделения пропана) (рис. 7).

3.3. Блок выделения пропана.

Депропанизатор DA-1803 содержит 52 клапанные тарелки, которые фракционируют сырьё с целью получения верхнего погона пропана (C_3H_8) с содержанием бутана менее 0,33% мол. и кубового продукта (C_4H_{10} , C_5+ выше) с содержанием пропана менее 0,32% мол.

Газовая фаза от точки ввода питания движется в верхнюю часть колонны, обогащаясь при этом пропаном, за счёт протекания непрерывного процесса массообмена со стекающей вниз жидкостью.

На рис.8 представлен профиль концентрации пропана в составе жидкости в зависимости от высоты колонны, при проектной нагрузке. Жидкость, обогащенная более тяжелыми углеводородами (C_4H_{10} , C_5+ выше), собирается в кубовой части колонны.

Наряду с изменением состава смеси углеводородов по высоте колонны, меняется и температура контактирующих фаз.

На рис.9 представлен температурный профиль колонны, позволяющий судить о рабочей температуре фаз в той или иной части колонны.

Температура среды по высоте колонны замеряется целым рядом термопар: -замеряет температуру верхнего погона депропанизатора; -замеряет температуру среды в на тарелке ввода питания в колонну; - (дуплексная термопара) замеряют температуру на контрольной тарелке; -замеряет температуру отводимого кубового продукта из колонны.

Рабочее давление верха колонны поддерживается в интервале 1160÷1320кПа. Регулирование давления в пределах указанного интервала осуществляется путём изменения объёма конденсируемого пропана в конденсаторе.

Для защиты колонны от превышения давления и уменьшения объёмов сбрасываемого пропана на факел предусмотрен ряд защит:

- При превышении давления в колонне, заданного значения в интервале 1270-1400 кПа, происходит сброс пропана с верхней части ёмкости

орошения в систему сбора сухих факельных сбросов (в зависимости от установки контролера).

- При достижении значения давления в системе 1400 кПа, происходит срабатывание включателей.

- Действием данной блокировки является закрытие клапанов: - на трубопроводе подачи пара низкого давления в кубовый депропанизатора; - на трубопроводе сброса пропана в систему сбора сухих факельных сбросов.

При повышении давления в колонне до 1520 кПа происходит срабатывание предохранительных клапанов. Пропан из СППК сбрасывается в коллекторсухих факельных сбросов.

Верхний погон с температурой $36\div 40^{\circ}\text{C}$ из верхней части колонны подаётся в межтрубное пространство конденсатора (конденсатор депропанизатора).

По выходу из конденсатора пропан с температурой $30\div 36^{\circ}\text{C}$ поступает в ёмкость орошения.

Часть пропана, в зависимости от уровня в ёмкости орошения, поступает на смешение с бутановой фракцией. После смешения поток пропан-бутановой фракции (ПБФ) отводится в товарный парк на хранение и отгрузку.

Кубовый продукт, состоящий из смеси углеводородов в жидкой фазе (C_4H_{10} , C_5 +выше), поступает в отгонную секцию кубовой части колонны. Из отгонной секции посредством термосифона смесь углеводородов с температурой $113\div 114^{\circ}\text{C}$ подаётся в трубное пространство кубового ребойлера.

В ребойлере жидкая фаза нагревается за счёт теплообмена с паром низкого давления. Пар подаётся в межтрубное пространство кубового ребойлера с температурой 170°C и давлением 500 кПа. По мере нагрева в ребойлере жидкой фазы происходит испарение легкокипящих углеводородов, вызывая уменьшение плотности смеси углеводородов по всей высоте теплообменника. Разница плотностей продуктов в отгонной

секции теплообменника и в кубовом ребойлере является движущей силой процесса термосифона.

Объём подаваемого пара в межтрубное пространство кубового ребойлера регулируется в каскадном режиме контроллером расхода с переустановкой задания в зависимости от температуры на контрольной тарелке. Рабочая температура на контрольной тарелке колонны поддерживается на уровне $88\div 90^{\circ}\text{C}$.

В ребойлере в результате теплообмена происходит конденсация пара. Паровой конденсат из ребойлера поступает в сборник парового конденсата.

Сборник парового конденсата представляет собой вертикальную ёмкость объёмом $0,34\text{ м}^3$. Назначением данной ёмкости является предотвращение проскока пара в сборный коллектор.

С целью исключения накопления инертных, неконденсирующихся газов и нарушения работы паровой системы кубового ребойлера, из верхней части производится постоянный сброс в количестве 23 кг/час .

По выходу из ребойлера двухфазный поток смеси углеводородов с температурой $120\div 122^{\circ}\text{C}$ подаётся в сборную секцию кубовой части. Из сборной секции газовая фаза поднимается в верхнюю часть колонны, участвуя в процессе массообмена со стекающей в отгонную секцию жидкой фазой.

Жидкая фаза (C_4H_{10} , C_5 +выше) из сборной секции куба колонны с температурой $120\div 122^{\circ}\text{C}$ отводится в качестве питания на блок выделения бутана.

Двухфазный поток жидких углеводородов (C_3H_8 , C_4H_{10} , фракция C_5 +выше) с температурой не выше 113°C из куба деэтанатора DA-1802 (блок выделения этанового сырья) подаётся в качестве питания в депропанатор DA-1803 (блок выделения пропана).

Депропанатор DA-1803 содержит 52 клапанные тарелки, которые фракционируют сырьё с целью получения верхнего погона пропана (C_3H_8) с содержанием бутана менее $0,33\% \text{ mol.}$ и кубового продукта

(C₄H₁₀, C₅+выше) с содержанием пропана менее 0,32 % mol.

Газовая фаза от точки ввода питания движется в верхнюю часть колонны, обогащаясь при этом пропаном, за счёт протекания непрерывного процесса массообмена со стекающей вниз жидкостью.

На рис.7 представлен профиль концентрации пропана в составе жидкости в зависимости от высоты колонны, при проектной нагрузке. Жидкость, обогащенная более тяжелыми углеводородами (C₄H₁₀, C₅+выше), собирается в кубовой части колонны.

Наряду с изменением состава смеси углеводородов по высоте колонны, меняется и температура контактирующих фаз.

На рис.8 представлен температурный профиль колонны, позволяющий судить о рабочей температуре фаз в той или иной части колонны.

Температура среды по высоте колонны замеряется целым рядом термопар:

- TI-18071 замеряет температуру верхнего погона депропанизатора;
- TI-18070 замеряет температуру среды в на тарелке ввода питания в колонну;
- TI-18048 и TC-18037 (дуплексная термопара) замеряют температуру на контрольной тарелке;
- TI-18047 замеряет температуру отводимого кубового продукта из колонны.

Рабочее давление верха колонны поддерживается в интервале 1160÷1320кПа. Регулирование давления в пределах указанного интервала осуществляется путём изменения объёма конденсируемого пропана в конденсаторе. Сигнал от контроллера PC-18040 поступает на два регулирующих клапана - PV-18040А “НО”, установленного на трубопроводе подачи охлаждающей воды в конденсатор, и PV-18040В “НЗ”, установленного на трубопроводе подачи газовой фазы в ёмкость орошения. В случае снижения давления в колонне ниже установленного значения клапан PV-18040А “НО” будет прикрываться, а клапан PV-18040В “НЗ” будет открываться, обеспечивая, таким образом,

уменьшение конденсации пропана и увеличение давления в колонне. В случае повышения давления в колонне действия клапанов будут противоположны.

Для защиты колонны от превышения давления и уменьшения объёмов сбрасываемого пропана на факел предусмотрен ряд защит:

- При превышении давления в колонне, заданного значения в интервале 1270-1400 кПа, происходит сброс пропана с верхней части ёмкости орошения FA-1805 в систему сбора сухих факельных сбросов (в зависимости от уставки контролера). Работой клапана PV-18039 “НЗ” управляет контроллер РС-18039 с сигнализацией по высокому “Н” и низкому “L” значению давления.

- При достижении значения давления в системе 1400 кПа, происходит срабатывание выключателей PS-18025A/B/C. Срабатывание одного из выключателей вызывает, активизацию сигнализации PАНН-18025A/B/C. Срабатывание двух выключателей из трёх активизирует блокировку I-1804.

- Действием данной блокировки является закрытие клапанов:

- FV-18018 “НЗ” на трубопроводе подачи пара низкого давления в кубовый ребойлер EA-1813 депропанатора;

- PV-18039 “НЗ” на трубопроводе сброса пропана в систему сбора сухих факельных сбросов.

При повышении давления в колонне до 1520 кПа происходит срабатывание предохранительных клапанов (СППК) PSV-1816,S. Пропан из СППК сбрасывается в коллектор сухих факельных сбросов.

Верхний погон с температурой 36÷40 °С из верхней части колонны подаётся в межтрубное пространство конденсатора EA-1812 (конденсатор депропанатора).

Конденсатор EA-1812 является горизонтальным двухходовым кожухотрубчатый теплообменником.

В конденсаторе происходит охлаждение и конденсация пропана за счёт

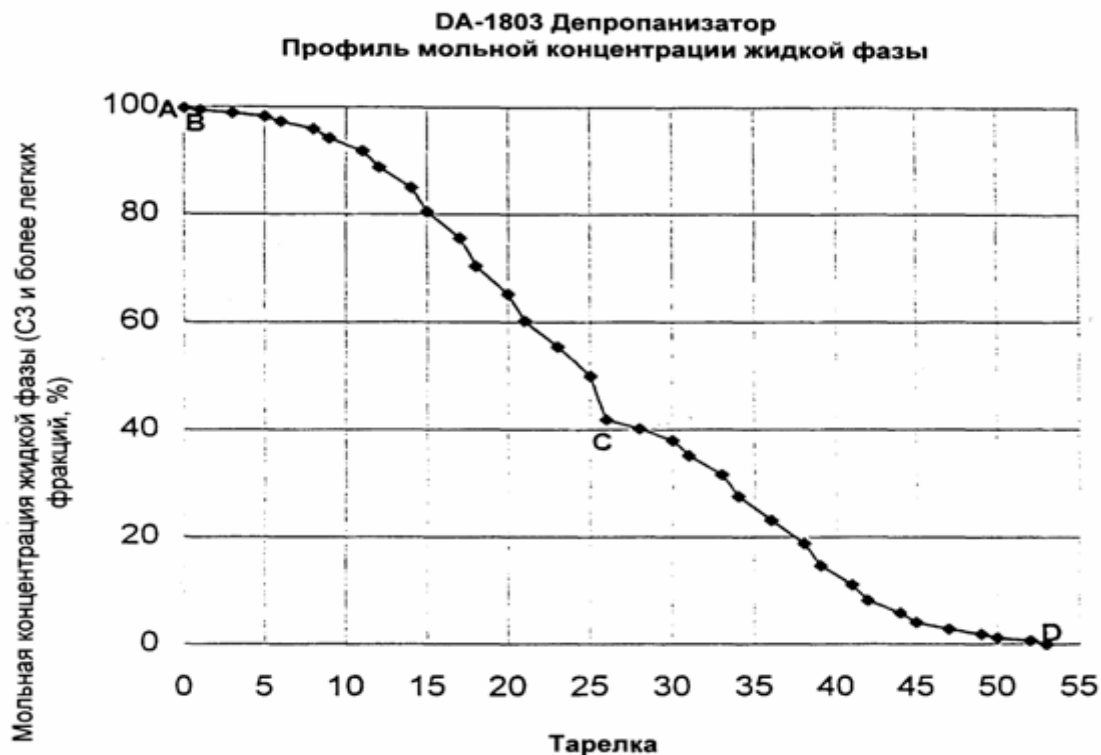
теплообмена с оборотной водой. Температура подаваемой оборотной воды составляет 24-28 °С. Температура обратного потока колеблется в пределах 29-33 °С. Для периодического контроля за температурой обратного потока охлаждающей воды на возвратном трубопроводе установлен термокарман TW-18057. Для предохранения трубного пространства конденсатора и трубопроводов обвязки на выходном трубопроводе оборотной воды установлен предохранительный клапан (СППК) PSV-1817 с установочным давлением 1520 кПа. Сброс из СППК осуществляется на мощность в безопасное место.

По выходу из конденсатора пропан с температурой 30÷36 °С поступает в ёмкость орошения FA-1805.

Для периодического удаления неконденсируемых компонентов из конденсатора в верхней его части смонтирован трубопровод, сбрасывающий газовую фазу на факел.

Ёмкость орошения FA-1805 представляет собой горизонтальный цилиндрический аппарат объёмом 7,2 м³, выполненный из углеродистой стали.

Уровень в ёмкости регулируется контроллером LC-18008 с сигнализацией по высокому “H” и низкому “L” значениям уровня путём изменения объёма отводимого пропана в хранилище. Уровень в ёмкости замеряется по месту уровнемером LG-18064.



ОБОЗНАЧЕНИЯ:

A - Конденсатор EA-1812
B - Флегма от GA-1803 и S

C - Сырье от DA-1802
D - Рибойлер EA-1813

Рис.2. Профиль мольной концентрации жидкой фазы дебропанализатора DA-1803.

Давление в сепараторе замеряется по месту манометром PG-18074.

Для предохранения ёмкости орошения от превышения давления установлены предохранительные клапаны PSV-1827&S с установочным давлением 1520 кПа. Пропан из пре-

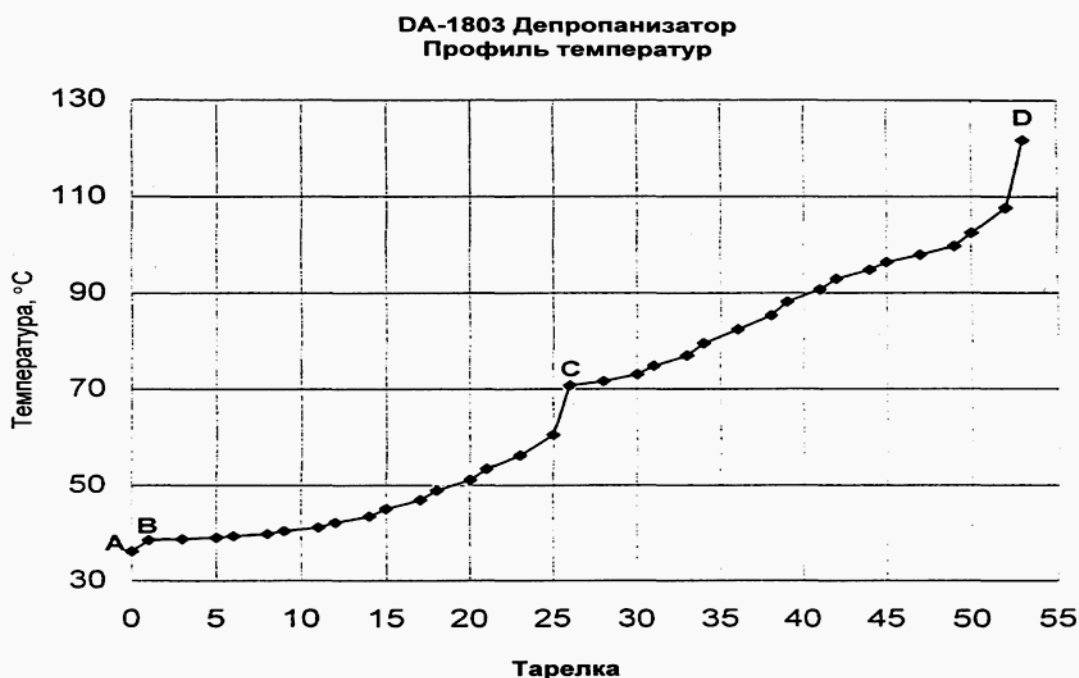
дохранительных клапанов сбрасывается в коллектор сухих факельных сбросов. Жидкий пропан с температурой 30 – 36 °С из емкости орошения подается на всас насосов GA-1803,S

Насос GA-1803,S является центробежным горизонтальным насосом. (Более подробную информацию по эксплуатации насоса см. “Инструкцию по эксплуатации технологических насосов”).

Для избежания попадания на всас насоса предметов и выхода его из строя, на трубопроводе подачи жидкого пропана установлен механический фильтр. Диаметр сетки 50 меш.

Давление в корпусе насосов замеряется по месту манометрами PG-18075 и PG-18076.

На трубопроводе подачи жидкого пропана из ёмкости орошения FA-1805 на всас насоса установлен отсечной клапан XV-18029. Управление данным клапаном (открытие/закрытие) осуществляется переключателем HS-18029 с пульта PCY (DCS). Также возможно закрытие клапана кнопкой PB-18029 по месту. При закрытии клапана сигнал от концевого выключателя положения “открыто” ZSO-18029 активизирует блокировку I-1808.



Обозначения:

A - Конденсатор EA-1812
B - Флегма от GA-1803 и S

C - Сырье от DA-1802
D - Рибойлер EA-1813

Рис.3 Профиль температур депропанизатора DA-1803.

Действием блокировки является остановка насоса подачи орошения GA-1803&S с целью предотвращения выхода его из строя.

По выходу из насоса пропан подаётся на орошение в верхнюю часть колонны DA-1803. Подаваемое орошение на 1-ю тарелку депропанизатора регулируется контроллером FC-18019 посредством клапана FV-18019 “НО”, установленного на данном трубопроводе. Задание для контроллера задаётся на основе концентрации бутана в пропане.

Часть пропана, в зависимости от уровня в ёмкости орошения, поступает на смешение с бутановой фракцией. Расход подаваемого пропана замеряется расходомером FI-18018. После смешения поток пропан-бутановой фракции (ПБФ) отводится в товарный парк на хранение и отгрузку.

Количество подаваемой ПБФ замеряется сумматором FI-18040.

На трубопроводе вывода ПБФ установлен отсечной клапан HV-18031. Управление данным клапаном (открытие/закрытие) осуществляется переключателем HS-18031 с пульта PCY (DCS). Также возможно закрытие клапана кнопкой PB-18047 по месту.

До узла смешения пропана с бутаном имеется периодически используемый трубопровод подпитки пропаном системы пропанового холодильного цикла (установка пропанового хладагента, 1500).

Для периодического аналитического контроля состава подаваемого товарного пропана на трубопроводе подачи орошения установлена точка отбора проб S-1810.

Кубовый продукт, состоящий из смеси углеводородов в жидкой фазе (C_4H_{10} , C_5+ выше), поступает в отгонную секцию кубовой части колонны. Из отгонной секции посредством термосифона смесь углеводородов с температурой $113\div 114$ °C подаётся в трубное пространство кубового ребойлера EA-1811.

Кубовый ребойлер EA-1813 представляет собой вертикальный кожухотрубчатый теплообменник.

В ребойлере жидкая фаза нагревается за счёт теплообмена с паром низкого давления. Пар подаётся в межтрубное пространство кубового

ребойлера с температурой 170 °С и давлением 500 кРа. По мере нагрева в ребойлере жидкой фазы происходит испарение легкокипящих углеводородов, вызывая уменьшение плотности смеси углеводородов по всей высоте теплообменника. Разница плотностей продуктов в отгонной секции теплообменника и в кубовом ребойлере является движущей силой процесса термосифона.

Объём подаваемого пара в межтрубное пространство кубового ребойлера регулируется в каскадном режиме контроллером расхода FC-18018 с переустановкой задания в зависимости от температуры на контрольной тарелке. Рабочая температура на контрольной тарелке колонны поддерживается на уровне 88÷90 °С.

Давление подаваемого потока пара на входе в ребойлер измеряется манометром PG-18071.

В ребойлере в результате теплообмена происходит конденсация пара. Паровой конденсат из ребойлера поступает в сборник парового конденсата FA-1810.

Сборник парового конденсата FA-1810 представляет собой вертикальную ёмкость объёмом 0,34 м³. Назначением данной ёмкости является предотвращение проскока пара в сборный коллектор.

Уровень парового конденсата в ёмкости регулируется контроллером LC-18012 посредством регулирующего клапана LV-18012”НЗ”, установленного на трубопроводе вывода конденсата в сборный коллектор. Уровень измеряется по месту уровнемером LG-18063.

Давление в сборнике парового конденсата измеряется манометром PG-18072.

С целью исключения накопления инертных, неконденсирующихся газов и нарушения работы паровой системы кубового ребойлера, из верхней части производится постоянный сброс в количестве 23 kg/h. Постоянный расход обеспечивается ограничительной диафрагмой FO-18028, сброс осуществляется в сборный коллектор парового конденсата.

Для предохранения межтрубного пространства кубового ребойлера и

подводящих трубопроводов от превышения давления на трубопроводе входа пара в ребойлер установлен предохранительный клапан PSV-1815 с установочным давлением 1620 kPa. Пар из СППК сбрасывается в атмосферу.

Температуру подаваемого потока углеводородов в кубовый ребойлер возможно измерить в термокармане TW-18066.

По выходу из ребойлера двухфазный поток смеси углеводородов с температурой 120÷122 °С подаётся в сборную секцию кубовой части. Из сборной секции газовая фаза поднимается в верхнюю часть колонны, участвуя в процессе массообмена со стекающей в отгонную секцию жидкой фазой.

Периодически для контроля за работой кубового ребойлера возможно проводить замер температуры выходного потока углеводородов из ребойлера посредством термокармана TW-18067, установленного на трубопроводе подачи кубового продукта в куб депропанизатора.

Жидкая фаза (C_4H_{10} , C_5+ выше) из сборной секции куба колонны с температурой 120÷122 °С отводится в качестве питания на блок выделения бутана.

Уровень в сборной секции измеряется контроллером уровня LC-18007 с сигнализацией при высоком “H” и низком “L” значении уровня. Уровень жидкости в сборной секции измеряется по месту уровнемером LG-18062A/B.

Количество отводимого продукта регулируется в каскадном режиме контроллером FC-18017 в зависимости от уровня в кубе колонны LC-18006. Регулирование осуществляется посредством клапана FV-18017 “H3”, установленного на трубопроводе вывода кубового продукта.

Для периодического лабораторного контроля отводимого кубового продукта, на отводящем трубопроводе из сборной секции куба колонны установлена пробоотборная точка SC-1809.

Дренаж жидких продуктов из ёмкости орошения FA-1805 и флегмовых насосов GA-1803,S производится в коллектор жидкого дренажа (КЖД).

Дренаж из кубовой части колонны DA-1803 производится в коллектор мокрых факельных сбросов.

3.4 Блок выделения бутанов при газоразделении природного газа

Двухфазный поток жидких углеводородов (C_4H_{10} , C_5+ выше) с температурой $120\div 122^\circ C$ из куба депропанизатора (блок выделения пропана) подаётся в качестве питания в дебутанизатор (блок выделения бутанов).

Дебутанизатор содержит 36 клапанных тарелки, которые фракционируют сырьё с целью получения верхнего погона бутана (C_4H_{10}) с содержанием C_5+ выше менее 1,31% мол. и кубового продукта (C_5+ выше) с содержанием бутана менее 0,98% мол.

Газовая фаза от точки ввода питания движется в верхнюю часть колонны, обогащаясь при этом бутанами за счёт протекания непрерывного процесса массообмена со стекающей вниз жидкостью.

На рис.10 представлен профиль концентрации бутана в составе жидкости в зависимости от высоты колонны, при проектной нагрузке. Жидкость, обогащенная тяжелыми углеводородами, собирается в кубовой части колонны.

Наряду с изменением состава смеси углеводородов по высоте колонны, меняется и температура контактирующих фаз. На рис.11 представлен температурный профиль колонны, позволяющий судить о рабочей температуре фаз в той или иной части колонны.

Температура среды по высоте колонны замеряется целым рядом термопар: - замеряет температуру верхнего погона дебутанизатора; - замеряет температуру среды на тарелке ввода питания в колонну; - (дуплексная термопара) замеряют температуру на контрольной тарелке; - замеряет температуру отводимого кубового продукта из колонны.

Рабочее давление верха колонны поддерживается в интервале 336÷486 кПа. Регулирование давления в указанном интервале осуществляется путём изменения объёма конденсируемого бутана в конденсаторе.

Для защиты колонны от превышения давления и уменьшения объёмов сбрасываемого бутана на факел предусмотрен ряд защит:

- При превышении давления в колонне, заданного значения в интервале 420-590 кПа, происходит сброс бутана из ёмкости орошения в коллектор мокрых факельных сбросов (в зависимости от уставки контролера).

- При достижении значения давления в системе 590 кПа происходит срабатывание включателей.

- При повышении давления в колонне до 690 кПа происходит срабатывание предохранительных клапанов. Пропан из СППК сбрасывается в коллектор мокрых факельных сбросов.

Верхний погон с температурой 39÷45°C из верхней части колонны подаётся в межтрубное пространство конденсатора (конденсатор дебутанизатора).

По выходу из конденсатора бутан с температурой 29÷36°C поступает в ёмкость орошения.

Для периодического удаления неконденсируемых компонентов из конденсатора в верхней его части смонтирован трубопровод вывода газовой фазы на факел.

Для предохранения ёмкости орошения от превышения давления установлены предохранительные клапаны с установочным давлением 690 кПа. Бутан из СППК сбрасывается в коллектор мокрых факельных сбросов.

Жидкий бутан с температурой 29÷36°C из ёмкости орошения подаётся на всас насосов.

Для избежание попадания на всас насоса предметов и выхода его из строя на трубопроводе подачи жидкого бутана установлен механический фильтр. Диаметр сетки 50 меш.

Часть бутана, в зависимости от уровня в ёмкости орошения, поступает на смешение с пропановой фракцией. Поток подаваемого на узел смешения бутана регулируется клапаном в зависимости от уровня в ёмкости орошения. После смешения поток пропан-бутановой фракции (ПБФ) отводится в товарный парк на хранение и отгрузку.

Кубовый продукт, состоящий из смеси углеводородов C_5+ выше, поступает в отгонную секцию кубовой части колонны. Из отгонной секции посредством термосифона смесь углеводородов с температурой $105\div 107^\circ\text{C}$ подаётся в трубное пространство кубового ребойлера.

В ребойлере жидкая фаза нагревается за счёт теплообмена с паром низкого давления. Пар подаётся в межтрубное пространство кубового ребойлера с температурой 170°C и давлением 500 кПа. По мере нагрева в ребойлере жидкой фазы происходит испарение легкокипящих углеводородов, вызывая уменьшение плотности смеси углеводородов по всей высоте теплообменника. Разница плотностей продуктов в отгонной секции теплообменника и в кубовом ребойлере является движущей силой процесса термосифона.

По выходу из холодильника углеводородный конденсат с температурой $29\div 36^\circ\text{C}$, подаётся в качестве товарной продукции в товарный парк.

Двухфазный поток жидких углеводородов (C_4H_{10} , C_5+ выше) с температурой $120\div 122^\circ\text{C}$ из куба депропанатора DA-1803 (блок выделения пропана) подаётся в качестве питания в дебутанизатор DA-1804 (блок выделения бутанов).

Дебутанизатор DA-1804 содержит 36 клапанных тарелки, которые фракционируют сырьё с целью получения верхнего погона бутана (C_4H_{10}) с содержанием C_5+ выше менее 1,31 % mol. и кубового продукта (C_5+ выше) с содержанием бутана менее 0,98 % mol.

Газовая фаза от точки ввода питания движется в верхнюю часть колонны, обогащаясь при этом бутанами за счёт протекания непрерывного процесса массообмена со стекающей вниз жидкостью.

На рис.9 представлен профиль концентрации бутана в составе жидкости в зависимости от высоты колонны, при проектной нагрузке. Жидкость, обогащенная тяжелыми углеводородами, собирается в кубовой части колонны.

Наряду с изменением состава смеси углеводородов по высоте колонны, меняется и температура контактирующих фаз. На рис.11 представлен температурный профиль колонны, позволяющий судить о рабочей температуре фаз в той или иной части колонны.

Температура среды по высоте колонны замеряется целым рядом термопар:

- ТП-18042 замеряет температуру верхнего погона дебутанизатора;
- ТП-18038 замеряет температуру среды на тарелке ввода питания в колонну;
- ТП-18039 и ТС-18040 (дуплексная термопара) замеряют температуру на контрольной тарелке;
- ТП-18041 замеряет температуру отводимого кубового продукта из колонны.

Рабочее давление верха колонны поддерживается в интервале 336÷486 кПа. Регулирование давления в указанном интервале осуществляется путём изменения объёма конденсируемого бутана в конденсаторе. Сигнал от контроллера РС-18014 поступает на два регулирующих клапана - PV-180144А “НО”, установленного на трубопроводе подачи охлаждающей воды в конденсатор, и PV-18014В “НЗ”, установленного на трубопроводе подачи газовой фазы в ёмкость орошения. В случае снижения давления в колонне ниже установленного значения клапан PV-18014А “НО” будет прикрываться, а клапан PV-18014В “НЗ” будет открываться, обеспечивая таким образом уменьшение конденсации бутанов и увеличение давления в колонне. В случае повышения давления в колонне действия клапанов будут противоположны.

Для защиты колонны от превышения давления и уменьшения объёмов сбрасываемого бутана на факел предусмотрен ряд защит:

1. При превышении давления в колонне, заданного значения в интервале 420-590 кПа, происходит сброс бутана из ёмкости орошения FA-1806 в коллектор мокрых факельных сбросов (в зависимости от уставки контролера). Работой клапана PV-18013 “НЗ” управляет контроллер PC-18013 с сигнализацией по высокому “Н” значению давления.

2. При достижении значения давления в системе 590 кПа происходит срабатывание включателей PS-18042A/B/C. Срабатывание одного из включателей вызывает, активизацию сигнализации PАНН-18042A/B/C. Срабатывание двух включателей из трёх активизирует блокировку I-1805. Действием данной блокировки является закрытие клапанов:

- FV-18020 “НЗ” на трубопроводе подачи пара низкого давления в кубовый ребойлер EA-1815 дебутанизатора;

- PV-18013 “НЗ” на трубопроводе сброса бутана в коллектор мокрых факельных сбросов.

3. При повышении давления в колонне до 690 кПа происходит срабатывание предохранительных клапанов (СППК) PSV-1821,S. Пропан из СППК сбрасывается в коллектор мокрых факельных сбросов.

Верхний погон с температурой $39\div 45$ °С из верхней части колонны подаётся в межтрубное пространство конденсатора EA-1814 (конденсатор дебутанизатора).

Конденсатор EA-1814 является горизонтальным двухходовым кожухотрубчатый теплообменником.

В конденсаторе происходит охлаждение и конденсация бутанов за счёт теплообмена с оборотной водой. Температура подаваемой оборотной воды составляет, $24\div 28$ °С. Температура обратного потока колеблется в пределах 30-34 °С.

Для периодического контроля за температурой обратного потока охлаждающей воды на возвратной линии установлен термокарман TW-18061. Для предохранения трубного пространства конденсатора и трубопроводов обвязки, на выходном трубопроводе оборотной воды установлен предохранительный клапан (СППК) PSV-1823 с установочным давлением 700 кПа. Сброс из СППК осуществляется на мощение в безопасное место.

По выходу из конденсатора бутан с температурой 29÷36 °С поступает в ёмкость орошения FA-1806.

Для периодического удаления неконденсируемых компонентов из конденсатора в верхней его части смонтирован трубопровод вывода газовой фазы на факел.

Ёмкость орошения FA-1806 представляет собой горизонтальный цилиндрический аппарат объёмом 3,4 м³, выполненный из углеродистой стали.

Уровень в ёмкости регулируется контроллером LC-18010 с сигнализацией по высокому “H” и низкому “L” значениям уровня путём изменения объёма отводимого бутана в хранилище. Уровень в ёмкости замеряется по месту уровнемером LG-18067.

Давление в сепараторе по месту замеряется манометром PG-18081.

Для предохранения ёмкости орошения от превышения давления установлены предохранительные клапаны PSV-1822,S с установочным давлением 690 кПа. Бутан из СППК сбрасывается в коллектор мокрых факельных сбросов.

Жидкий бутан с температурой 29÷36 °С из ёмкости орошения подаётся на всас насосов GA-1804,S.

Насос GA-1804,S является вертикальным центробежным насосом. (Более подробную информацию по эксплуатации насоса см. “Инструкцию по эксплуатации технологических насосов”).

Для избежания попадания на всас насоса предметов и выхода его из строя на трубопроводе подачи жидкого бутана установлен механический фильтр. Диаметр сетки 50 меш.

Давление в корпусе насосов замеряется по месту манометрами PG-18082 и PG-18083.

На трубопроводе подачи жидкого бутана из ёмкости орошения FA-1806 на всас насоса установлен отсечной клапан XV-18045. Управление клапаном (открытие/закрытие) осуществляется переключателем HS-18045 из ЦПУ. Возможно, провести закрытие клапана кнопкой PB-18045 по месту. При закрытии клапана сигнал от концевого выключателя положения

“открыто” ZSO-18045 активизирует блокировку I-1809. Действием блокировки является остановка насоса подачи орошения GA-1804,S с целью предотвращения выхода его из строя.

По выходу из насоса бутан подаётся на орошение в верхнюю часть колонны DA-1804. Подаваемое орошение на 1-ю тарелку дебутанизатора регулируется контроллером FC-18022 с сигнализацией по низкому “L” значению. Регулирующий клапан орошения FV-18022 “НО” установлен на данном трубопроводе. Задание для контроллера задаётся на основе концентрации углеводородов C₅+ в бутане.

Часть бутана, в зависимости от уровня в ёмкости орошения, поступает на смешение с пропановой фракцией. Поток подаваемого на узел смешения бутана регулируется клапаном LV-18010 в зависимости от уровня в ёмкости орошения. Расход подаваемого бутана замеряется сумматором FI-18023. После смешения поток пропан-бутановой фракции (ПБФ) отводится в товарный парк на хранение и отгрузку.

Для периодического лабораторного контроля состава подаваемого товарного бутана на трубопроводе отвода товарной продукции установлена точка отбора проб S-1811.

Кубовый продукт, состоящий из смеси углеводородов C_5+ выше, поступает в отгонную секцию кубовой части колонны. Из отгонной секции посредством термосифона смесь углеводородов с температурой $105\div 107$ °С подаётся в трубное пространство кубового ребойлера EA-1815.

Кубовый ребойлер EA-1815 представляет собой вертикальный кожухотрубчатый теплообменник.

В ребойлере жидкая фаза нагревается за счёт теплообмена с паром низкого давления. Пар подаётся в межтрубное пространство кубового ребойлера с температурой 170 °С и давлением 500 кПа. По мере нагрева в ребойлере жидкой фазы происходит испарение легкокипящих углеводородов, вызывая уменьшение плотности смеси углеводородов по всей высоте теплообменника. Разница плотностей продуктов в отгонной секции теплообменника и в кубовом ребойлере является движущей силой процесса термосифона.

Объём подаваемого пара в межтрубное пространство кубового ребойлера регулируется в каскадном режиме контроллером расхода FC-18020 с переустановкой задания в зависимости от температуры на контрольной тарелке. Рабочая температура на контрольной тарелке колонны поддерживается на уровне 94-96 °С.

Давление подаваемого потока пара на входе в ребойлер измеряется манометром PG-18077.

В ребойлере при теплообмене происходит конденсация пара. Паровой конденсат из ребойлера поступает в ёмкость парового конденсата FA-1811.

Сборник парового конденсата FA-1811 представляет собой вертикальную ёмкость объёмом 0,4 м³. Предназначен для сбора парового конденсата кубового ребойлера EA-1815.

Уровень парового конденсата в ёмкости регулируется контроллером LC-18013 посредством регулирующего клапана LV-18013”НЗ”, установленного на трубопроводе вывода конденсата в сборный коллектор. Уровень замеряется по месту уровнемером LG-18066.

Давление в сборнике парового конденсата замеряется манометром PG-18078.

С целью исключения накопления инертных, неконденсирующихся газов и нарушения работы паровой системы кубового ребойлера из верхней части производится постоянный сброс газов в количестве 12 kg/h. Постоянный расход обеспечивается ограничительной диафрагмой FO-18055, сброс осуществляется в сборный коллектор парового конденсата.

Для предохранения межтрубного пространства кубового ребойлера и подводящих трубопроводов от превышения давления на трубопроводе входа пара в ребойлер установлен предохранительный клапан PSV-1818 с установочным давлением 1000 kPa. Пар из СППК сбрасывается в атмосферу.

Температуру подаваемого потока углеводородов в кубовый ребойлер возможно замерить в термокармане TW-18060.

По выходу из ребойлера двухфазный поток смеси углеводородов с температурой 110÷113 °С подаётся в сборную секцию кубовой части. Из сборной секции газовая фаза поднимается в верхнюю часть колонны, участвуя в процессе массообмена со стекающей в отгонную секцию жидкой фазой.

Периодически, для контроля за эффективностью работы ребойлера возможно проводить замер температуры выходного потока углеводородов из ребойлера посредством термокармана TW-18058, установленного на трубопроводе подачи кубового продукта в дебутанизатор.

Жидкая фаза стабильный конденсат (C5+выше) из сборной секции куба колонны с температурой 110-113 °С и давлением 410÷420 kPa подаётся для охлаждения в межтрубное пространство холодильника EA-1816.

Уровень в сборной секции замеряется контроллером LC-18009 с сигнализацией при высоком “Н” и низком “L” значении уровня. Уровень жидкости в сборной секции замеряется по месту уровнемером LG-18065A/B.

Количество отводимого продукта регулируется в каскадном режиме контроллером FC-18026 с переустановкой задания в зависимости от уровня в кубе колонны (регулятор уровня LC-18009). Регулирование осуществляется посредством клапана FV-18026 “НЗ”, установленного на трубопроводе вывода кубового продукта.

Давление в кубовой части колонны замеряется манометром PG-18080.

Холодильник EA-1816 является горизонтальным двухходовым кожухотрубчатый теплообменником.

В холодильнике происходит охлаждение стабильного, углеводородного конденсата за счёт теплообмена с оборотной водой. Температура подаваемой оборотной воды составляет, 24÷28 °С. Температура обратного потока колеблется в пределах 29÷33 °С.

Для периодического контроля за температурой обратного потока охлаждающей воды на возвратной линии установлен термокарман TW-18059. Для предохранения трубного пространства конденсатора и

трубопроводов обвязки на выходной линии оборотной воды установлен предохранительный клапан (СППК) PSV-1819 с установочным давлением 700 кПа. Сброс из СППК осуществляется на мощение в безопасное место.

По выходу из холодильника углеводородный конденсат с температурой 29÷36 °С, подаётся в качестве товарной продукции в товарный парк.

Температура углеводородного конденсата по выходу из холодильника замеряется термопарой ТП-18043 с сигнализацией по высокому “Н” значению температуры.

Давление подаваемого в товарный парк углеводородного конденсата замеряется манометром PG-18079.

Для периодического лабораторного контроля за составом отводимого углеводородного конденсата на трубопроводе после холодильника установлена пробоотборная точка S-1812.

Дренаж жидких продуктов из ёмкости орошения FA-1806 и флегмовых насосов GA-1804,S производится в коллектор мокрых факельных сбросов. Дренаж из кубовой части колонны DA-1804 производится в систему сбора масляных продуктов (6500).

3.5. Основные положения пуска и остановки производственного объекта при нормальных условиях

3.5.1. Общие положения.

Подготовка к пуску установки газовой сепарации производится при наличии необходимой эксплуатационно-технической документации.

Проверить исправность смонтированных аппаратов, трубопроводов, запорной арматуры, предохранительных клапанов, фланцевых соединений, контрольно-измерительных приборов, заземления, изоляции, освещения, средств пожаротушения, сигнализации, связи, средств личной защиты, средств первой до врачебной помощи, состояние колодцев и приямков.

Проверить наличие на границе установки всех энергоносителей: электроэнергии, охлаждающей воды, технического воздуха, воздуха КИП, азота, пара, конденсата.

Произвести продувку трубопроводов и чистку внутренней поверхности аппаратов. Продувка трубопроводов производится технологическим воздухом. Выполняются необходимые промывки оборудования с целью удаления остатков строительных и металлических материалов. Для промывки используется чистая вода с содержанием хлорида не более 30 ppm.

Особенно тщательно проверяются измерительные устройства, преобразователи, входные устройства компьютеров, позиционеры клапанов, предохранительные клапана и местные измерительные приборы. После монтажа проверяется подключение всех аппаратов и наличие отбора анализов.

После окончания строительно-монтажных работ, выполняются пневматические испытания аппаратов и трубопроводов на герметичность рабочим давлением с постановкой на 4 ÷ 24 часовой график, падение давления которого не должно превышать 0,2% в час. После капитального ремонта пневматические испытания системы на герметичность проводятся

в течение 4÷24 часов, падение давления при этом не должно превышать 0,5% в час. При пневматических испытаниях норма падения давления рассчитывается по формуле:

где: ΔP -падение давления воздуха при испытании;
 P_n -начальное давление испытания, абс.($P_{маном.}+101$ кПа);
 P_k -конечное давление испытания, абс., кПа;
 T_k -конечная температура испытания, К;
 T_n -начальная температура испытания, К;
 τ -время проведения испытания, час.

Перед испытанием оборудования и трубопроводов необходимо включить в работу требуемые приборы КИП.

Если установка пускается в зимнее время, тогда необходимо включить в работу пароспутники и обогрев импульсных трубок приборов КИПиА.

После продувки, промывки и пневмоиспытаний оборудования и трубопроводов необходимо провести продувку системы азотом, пока содержание кислорода в продувочном азоте не станет менее 0,5 объемных %. После продувки системы азотом, до приема на узел сырья и реагентов, необходимо оборудование и трубопроводы поддерживать под избыточным давлением азота, не менее 50 кПа.

Произвести загрузку фильтра активированным углем, согласно рекомендациям в паспорте оборудования.

Очистка паровой и конденсатной системы должна производиться таким образом, чтобы не оставались в системе окалина, оксиды железа, смазочные и загрязняющие материалы.

Перед пуском узла необходимо произвести обкатку вентиляторов, паровой турбины, и электродвигателей насосов, убедиться в их работоспособности.

Необходимо собрать пусковую схему установки для приема энергоресурсов, сырья (природного газа) и реагентов (раствор диэтанолamina, антивспениватель и ингибитор коррозии), при этом

убедиться в правильности расстановки заглушек, согласно пусковой схемы.

На установку энергоресурсы принимаются в следующей последовательности:- электроэнергия;- охлаждающая вода;- технологический воздух;- воздух КИПиА;- азот;- паровые системы;- система конденсата.

3.6. Прием электроэнергии.

Прием электроэнергии $U = 380$ В на установку осуществляется персоналом энергетической службы, непосредственно в составе установки газовой сепарации (УСГ), контролируя измерительными приборами амперметрами, вольтметрами.

Потребителями электроэнергии являются все насосы установки за исключением насоса с паровой турбиной, двигатели вентиляторов, маслонасосы компрессора, вентилятор масляного тумана и вентилятор отсека газовой турбины, а также система управления газовой турбиной.

На соленоидные клапаны, установленные на автоматических регулирующих клапанах и на отсекателях подача аварийного электропитания - от дизель-генераторной станции.

Аварийный насос смазочного масла - от автономного источника (аккумуляторов постоянного тока). Газовая турбина –от дизельной генераторной станции.

3.6.1 Прием охлаждающей воды.

Охлаждающая вода подается на холодильники природного газа, маслоохладители компрессора, конденсаторы, насосы GA-1701, турбины – в качестве охлаждения для затворной уплотняющей жидкости, к пробоотборным устройствам.

3.6.2 Прием технологического воздуха.

Технологический воздух от холодильной камеры подается к турбоагрегату для очистки воздушных фильтров и на уплотнение сухого газа, к распределительному трубопроводу воздуха КИП, к сервисным станциям.

Перед приемом на установку технологического воздуха необходимо открыть дренажи и воздушники на трубопроводе технологического воздуха.

Начать прием технологического воздуха, медленно открывая арматуру на подаче воздуха и контролируя состояние дренажей и воздушников на трубопроводе.

Производить продувку трубопроводов до их очистки от грязи и влаги. Отобрать анализ на точку росы из линии технологического воздуха, продолжая продувку через воздушники и дренажи.

При анализе из трубопровода технологического воздуха, соответствующего требованиям (не выше минус 40°C), закрыть воздушники и дренажи, и постепенно поднять давление в трубопроводе технологического воздуха до рабочего.

3.6.3. Прием воздуха КИП.

Потребителями воздуха КИП являются поточные анализаторы, к приборам КИПиА предусмотрены соединения для распределительного трубопровода.

Перед приемом воздуха КИП на установку необходимо открыть дренажи и воздушники на трубопроводе воздуха КИП.

Начать прием воздуха КИП, медленно открывая арматуру на подаче воздуха и следя за дренажами и воздушниками на трубопроводе.

Перед приемом воздуха КИП на регуляторы, отсоединить его от каждого из регуляторов, и произвести продувку трубопровода до полного удаления грязи и влаги.

При анализе из трубопровода воздуха КИП соответствующего требованиям (точка росы не выше минус 40°C) закрыть воздушники и дренажи, и постепенно поднять давление в трубопроводе воздуха КИП до рабочего.

3.6.4. Прием азота.

Азот подается по распределительному коллектору от холодильной камеры к вспомогательным станциям, откуда может быть использован на нужды цеха. Потребителями азота по технологическому процессу являются дожимной компрессор, холодильная камера, поточный хроматограф, емкость орошения колонны отпарки амина, резервуар хранения амина, отстойник амина, система аминового дренажа, испаритель этанового сырья.

Перед началом прием азота на установку трубопровод азота должен отсоединиться от всех технологических аппаратов и трубопроводов.

Продуть трубопровод азота технологическим воздухом, путем открытия воздушника и дренажа. Продувку продолжать до полной очистки трубопровода азота от грязи и влаги. Эта операция проводится для каждого технологического аппарата и трубопровода.

После очистки трубопровода азота от влаги и грязи постепенно поднять давление технологического воздуха до рабочего давления трубопровода азота. При достижении рабочего давления в трубопроводе азота закрыть арматуру на трубопроводе технологического воздуха и отсоединить его от трубопровода азота.

Начать прием азота в трубопровод, выдавливание технологического воздуха осуществляется путем стравливания воздуха через воздушники и дренажи.

Прием азота считается законченным при наличии анализа, соответствующего проектному составу газа и с точкой росы не выше минус 60°C.

3.6.5. Прием пара низкого и высокого давления, насыщенного пара низкого давления.

Потребителями пара низкого давления являются масляная емкость насосов.

Потребителем пара высокого давления является паровая турбина насоса.

Потребителем насыщенного пара низкого давления являются ребойлеры колонны отпарки амина, ребойлердеэтанатора.

Кроме того, пар низкого давления подается к сервисным станциям на нужды установки.

Каждая паровая система должна быть продута для удаления ржавчины и прокатной окалины до приема пара. Паропроводы, идущие к трубопроводам, следует отсоединить и продуть минимум три раза, четвертую продувку следует выполнить на контрольную пластину, установленной на выпускном патрубке. Пластины могут быть изготовлены из меди, шлифованного алюминия или нержавеющей стали и установлены на прочном опорном кронштейне. Проверить пластину после продувки, и если ее поверхность деформирована или имеет углубления от ударов твердых частиц, требуется дополнительная продувка.

После приема в главный коллектор каждый аппарат продувается и очищается отдельно, при этом, дренажи остаются приоткрытыми для предотвращения гидравлических ударов.

После завершения продувки вновь присоединить трубопроводы, установить конденсатоотводчики и измерительные диафрагмы.

3.6.6. Прием конденсата.

Конденсат высокого давления из EA-1131 подается в адсорбер кислого газа DA-1701, в резервуар хранения амина FB-1701.

С установки все конденсаты высокого и низкого давления от паровой турбины направляются в систему регенерации через систему конденсатоотводчиков.

Конденсаты насыщенного пара низкого давления собираются в сборнике конденсата для EA-1704A, B, S, с дальнейшим выводом конденсата пара низкого давления в систему регенерации.

Конденсаты пара низкого давления из нагревательных элементов объединяются и выводятся на регенерацию.

Система конденсата должна быть очищена путем тщательной промывки чистой водой всех трубопроводов и сборников конденсата. Система конденсата может быть очищена тем же способом, что и паровые системы, но с использованием насыщенного пара низкого давления. Даже при использовании насыщенного пара низкого давления необходимо внимательно следить за любым значительным смещением трубопровода при его нагревании. Перед продувкой снять конденсатоотводчики и регулирующие клапаны.

Когда конденсат готов к возврату необходимо проследить, чтобы конденсат сбрасывался до тех пор, пока его поток не будет чистым, без трубной ржавчины, прокатной окалины и других загрязнений. Когда проба конденсата будет выглядеть чистой, без окалины на дне лабораторного стакана, это значит, что конденсат достаточно чистый для повторного использования. Как только конденсат будет чистым, можно пустить его в систему возврата конденсата. Эта проверка должна выполняться на каждом потребителе, в котором происходит сбор пароконденсата, перед вводом конденсата в линию возврата.

3.6.7. Пуск установки разделения газа

Установка аминовой очистки природного газа находится в работе и расход газа на установку 10÷15 тн/час. Очищенный газ с верха абсорбера DA-1701 сбрасывается в сборный коллектор системы мокрых факельных сбросов.

Оборудование установки разделения газа инертизировано азотом. Оборудование узла предварительного охлаждения и сепарации очищенного природного газа находится под рабочим давлением

Временные заглушки сняты с технологических трубопроводов всей системы.

Приборы КИПиА подключены и находятся в рабочем состоянии.

Быстросъемные “очковые” заглушки (восьмерки), если таковые имеются, установлены в соответствующем положении для нормальной работы, в этом, предохранительные клапаны подключены в работу.

Охлаждающая вода подаётся в трубное пространство холодильников.

Осушители (не менее одного) регенерированы и готовы к эксплуатации. Запорная арматура по входу/выходу природного газа и газов регенерации закрыта.

Холодильник EA-1807 (этиленового хладагента) захоложен и набран уровень этиленового хладагента в пределах 0,5-1,5%.

Холодильник EA-1803 (пропанового хладагента) захоложен и набран уровень пропанового хладагента в пределах 15-20%.

В кубовый ребойлер заполнен закалочной водой и готов к работе. регулирующий клапан подачи закалочной воды закрыт.

3.6.8. Пуск осушителей природного газа

1. Подключить в работу предохранительные клапана и клапан-регулятор уровня конденсата в разделитель (конденсат/вода) сепаратора природного газа.

2. Открыть электроприводную задвижку.

3. Приступить к подъёму давления в осушителе, природным газом до рабочего значения. Набор давления осуществлять через клапан.

4. При сравнении давления в сепараторе и в осушителе, открыть электроприводную задвижку.

5. Закрыть клапан HCV-18002X.

6. Подключить поточные анализаторы AI-18001 и AI-18005 в работу.

3.6.9. Пуск узла глубокого охлаждения, сепарации газового сырья и блока выделения метана

1. Приступить к набору давления на “Узле глубокого охлаждения и сепарации газового сырья” и в “Блоке выделения метана”, азотом до давления $700 \div 800$ кПа.

2. При достижении давления $700 \div 800$ кПа, отсоединить шланги подачи азота.

3. Открыть электроприводную задвижку. Приступить к подъёму давления на “Узле глубокого охлаждения и сепарации газового сырья” и в “Блоке выделения метана” до рабочего значения. Набор давления осуществлять по байпасной линии клапан. Наличие азота в деметанизаторе, уменьшит парциальное давление газа в процессе подъёма давление что будет способствовать снижению степени конденсации газа в конденсаторе EA-1803.

4. Набор давления “Узла глубокого охлаждения и сепарации газового сырья” осуществлять до ~ 3400 кПа. Контроль подъёма давления вести по прибору.

5. Набор давления “Блока выделения метана” осуществлять до ~ 2950 кПа. Контроль подъёма давления вести по прибору.

6. Скорость подъёма давления не должна превышать 1000 кПа/час.

7. При достижении давления в системе 1500 кПа и 2500 кПа, произвести проверку герметичности системы абсорбера, фланцевых соединений холодного блока, осушителей, деметанизатора, и отобрать пробу для анализа на содержание углеводородов в азотной продувке корпусов холодильных камер №1 и №2.

8. Установить регулирующий клапан в автоматическом режиме с заданием 3000 кПа и продолжать набор давления до 2950 кПа; при достижении давления 2950 кПа закрыть клапаны.

9. При сравнении давления в осушителе и “Узла глубокого охлаждения и сепарации газового сырья” открыть задвижку. При этом используемый байпас для набора давления, должен быть закрытым.

10. Произвести проверку системы на герметичность при рабочем давлении, отобрать пробу для анализа на содержание углеводородов в азотной продувке корпусов холодильных камер №1 и №2.

11. При положительном анализе в точке S-1702, медленно открыть регулирующий клапан и начать подачу природного газа в систему деметанизатора.

12. Природный газ после охлаждения оборотной водой в холодильнике и осушки в осушителях направляется в систему деметанизатора, при этом очищенный природный газ с верха абсорбера на факел должен закрываться.

13. По мере начала движения потока природного газа через холодильники, начнётся его захолаживание. Скорость захолаживания не должна превышать значения диапазона $20\div 30^{\circ}\text{C}$.

3.6.10. Пуск блока выделения этанового сырья

Оборудование “Блока выделения этана” инертизировано и находится под давлением азота $\sim 700\div 800$ кПа.

Все предохранительные клапана на оборудовании подключены в работу.

Все системы дезтанизатора со всем прилагающимся оборудованием и системой контрольно-измерительных приборов подготовлены и подключены в работу.

Все быстросъемные (восьмерки) и временные заглушки установлены в необходимое положение. Блок выделения этанового сырья отключен от других технологических систем.

Кубовый ребойлер прогрет и готов к работе. В сборнике парового конденсата набран уровень парового конденсата.

Конденсатор верхнего продукта деэтанатора, захлажден пропановым хладагентом, и готов к работе. Клапан на линии подачи пропанового хладагента, закрыт.

Испаритель этанового сырья, заполнен деминерализованной водой и готов к работе.

1. При пуске холодного блока и деэтанатора на природном газе необходимо в системе деэтанатора медленно набрать давление кубовым продуктом деэтанатора до 2600 кПа.

2. По мере набора давления следить за температурным профилем колонны. Не допускать снижения температуры ниже 0°C.

3. Постепенно увеличивая расход, установить подачу кубовой жидкости деэтанатора в деэтанатор, при этом давление в деэтанаторе должно быть рабочим. Набрать уровень в кубе деэтанатора и начать увеличение расхода пара низкого давления в ребойлер, подключив в работу регулятор температуры.

4. Для поддержания нормального рабочего давления в деэтанаторе подключить в автоматический режим регулирования клапан.

5. Все остатки азота из системы, а также с верха емкости, направить на факел с помощью клапана-регулятора. В это время исключена подача этана с верха емкости в холодильный блок, то есть клапан - регулятор расхода этана должен быть закрыт.

6. Подключить в работу клапан-регулятор уровня, и медленно подавать пропановый хладагент в конденсатор.

7. Установить нормальный уровень в емкости, провентилировать, охладить, заполнить и запустить насос на орошение деэтанатора, согласно инструкции поставщика.

8. Постоянно поддерживать нормальный уровень в емкости и отрегулировать расход пара в ребойлер, подключить в работу клапан - регулятор и подать орошение в деэтанатор.

9. Сделать лабораторные анализы верхнего и нижнего продукта деэтанатора. При нормальном анализе жидкость из куба направить с

помощью клапана- регулятора в депропанизатор, а с верха емкости не более 80% этана направить с помощью клапана-регулятора в холодильник проход “В”, предварительно установить каскадный режим работы расходомера.

10. С дренировать жидкость через дренажный вентиль на линии подачи жидкого этана в испаритель. В случае наличия свободной воды при подаче жидкого этана на испарение, образуется гидрат закупорив трубопровод и регулирующие клапана.

11. Подогреть воду в испарителе до температуры $\sim 90^{\circ}\text{C}$. При этом, подавать пар низкого давления через клапан - регулятор температуры и включить в работу регулятор уровня на выводе парового конденсата из межтрубного пространства.

12. По мере увеличения нагрузки по природному газу до максимально установленного значения, проводить анализ этана по выходу прохода «В» на содержание метана каждые 3 часа. В процессе работы частота проведения анализа 2 раза/смену, точка S-1100.

3.6.11. Пуск блока выделения пропана

Оборудование “Блока выделения пропана” инертизировано и находится под давлением азота $\sim 200\div 300$ кПа.

Все предохранительные клапана на оборудовании подключены в работу.

Все системы депропанизатора со всем оборудованием и системой контрольно-измерительных приборов подготовлены и подключены в работу.

Все быстросъемные (восьмерки) и временные заглушки установлены в необходимое положение. Блок выделения пропана отключен от других технологических систем.

Кубовый ребойлер прогрет и готов к работе. В сборнике парового конденсата набран уровень парового конденсата.

В конденсатор верхнего продукта депропанизатора, в трубное пространство подана охлаждающая вода.

Дебутанизатор, блока выделения бутанов инертизирован и находится под избыточным давлением азота в $50 \div 100$ кПа.

1. В период пуска дезтанализатора, депропанализатор должен быть готовым к приёму кубового продукта дезтанализатора. Поступление кубового продукта в колонну будет сопровождаться подъёмом давления. При этом будет наблюдаться снижение профиля температур в нижней и средней части колонны. не допускать снижение температур ниже 0°C .

2. По мере подъёма давления в колонне, необходимо “приоткрыть” ($\sim 5 \div 6\%$) клапан по сбросу продукта на факел. Это необходимо для проведения сдувки имеющегося азота на факел.

3. Приоткрыть $1 \div 2$ резьбы на вентиле по сбросу газовой “подушки” на факел, с межтрубного пространства холодильника.

4. По мере подъёма давления в колонне и появлении уровня в кубе, увеличивать подачу пара низкого давления в кубовый ребойлер.

5. При появлении жидкой фазы в ёмкости орошения, необходимо прикрывать сброс продукта на факел через клапан.

6. Перевести контролер на автоматический режим работы с установкой требуемого задания.

7. По мере увеличения уровня в ёмкости орошения и приближения давления к проектному значению, пустить в работу насос подачи орошения согласно инструкции поставщика оборудования. подать орошение в колонну.

8. Перевести на каскадное управление систему поддержания температуры на контрольной тарелке.

9. По мере увеличения уровня в кубе колоны, при рабочих значениях давления и температуры, необходимо начать вывод кубового продукта колонны в дебутанизатор. При этом необходимо обратить внимание на температуру отводимого продукта. Низкая температура отводимого продукта свидетельствует о большом количестве лёгких углеводородов (пропана) в составе отводимого в дебутанизатор продукта. Не допускать подачу кубового продукта с низкой температурой в дебутанизатор.

10. Регулятор давления переводится на автоматическое регулирование.

11. При полном восстановлении орошения и при стабильной работе депропанизатора начинается подача кубового продукта из дезтанализатора в депропанизатор.

12. При достижении нормального лабораторного анализа пропана начинается вывод пропана в хранилище пропана, а кубового продукта - в дебутанизатор.

Нами был рассмотрен пуск депропанизатора по нормальной схеме, последовательно после пуска в работу дезтанализатора. Схема обвязки депропанизатора, осушителя пирогаза и наливной эстакады, позволяет проводить запуск узлов выделения пропана и бутанов до пуска установки разделения газа.

Узел выделения пропана находится в статусе указанном выше.

Сжиженный газ (пропан, смесь пропан-бутана) подаётся из железнодорожных цистерн насосом в депропанизатор. регулирование подаваемого сырья в колонну проводится ручной регулирующей арматурой установленной на входе в колонну.

В случае наличия влаги в сжиженном газе, его необходимо будет отправить через осушитель пирогаза.

Дальнейший пуск совпадает с выше указанной последовательностью, п.п.1÷12.

3.6.12. Пуск узла выделения бутанов

Оборудование “Блока выделения бутанов” инертизировано и находится под давлением азота $\sim 50 \div 100$ кПа.

Все предохранительные клапана на оборудовании подключены в работу.

Все системы дебутанизатора со всем оборудованием и системой контрольно-измерительных приборов подготовлены и подключены в работу.

Все быстросъемные (восьмерки) и временные заглушки установлены в необходимое положение. Блок выделения бутанов отключен от других технологических систем.

Кубовый ребойлер прогрет и готов к работе. В сборнике парового конденсата набран уровень парового конденсата.

В конденсатор верхнего продукта депропанизатора, в трубное пространство подана охлаждающая вода.

Трубопровод подачи фракции C_{5+} (кубовый продукт дебутанизатора) инертизирован и находится под избыточным давлением азота в $50 \div 100$ кПа.

1. В период пуска депропанизатора, дебутанизатор должен быть готовым к приёму кубового продукта деэтанизатора. Поступление кубового продукта в колонну будет сопровождаться подъёмом давления. При этом будет наблюдаться снижение профиля температур в нижней и средней части колонны. не допускать снижение температур ниже 0°C .

2. По мере подъёма давления в колонне, необходимо “приоткрыть” ($\sim 5 \div 6\%$) клапан по сбросу продукта на факел. Это необходимо для проведения сдувки имеющегося азота на факел.

3. Приоткрыть $1 \div 2$ резьбы на вентиле по сбросу газовой “подушки” на факел, с межтрубного пространства холодильника.

4. По мере подъёма давления в колонне и появлении уровня в кубе, увеличивать подачу пара низкого давления в кубовый ребойлер.

5. При появлении жидкой фазы в ёмкости орошения, необходимо прикрывать сброс продукта на факел через клапан.

6. По мере увеличения уровня в ёмкости орошения и приближения давления к проектному значению, пустить в работу насос подачи орошения GA-1804&S согласно инструкции поставщика оборудования. подать орошение в колонну.

7. Перевести на каскадное управление систему поддержания температуры на контрольной тарелке.

8. По мере увеличения уровня в кубе колонны, при рабочих значениях давления и температуры, необходимо начать вывод кубового продукта колонны дебутанизатора в ёмкости хранения конденсата товарно-сырьевого цеха (ТСЦ).

9. Регулятор давления переводится на автоматическое регулирование.

10. При полном восстановлении орошения и при стабильной работе дебутанизатора начинается подача кубового продукта из дебутанизатора в ёмкости хранения ТСЦ.

11. При достижении нормального лабораторного анализа бутанов и фракции C_{5+} начинается вывод бутана в сферу хранения сжиженного газа, а кубового продукта - в ёмкости хранения газового конденсата.

Безопасность жизнедеятельности

4.1. Мероприятия по защите от статического электричества

В процессе работы установки имеет место появление электростатических зарядов, обусловленных специфическими особенностями технологического процесса, когда сырье, продукция, реагенты, вследствие трения, электризуются и передают заряд отдельным элементам оборудования.

При высоких потенциалах возможны искровой и дуговой разряды, которые, при некоторых условиях и категориях производственных помещений, могут быть причиной возникновения пожаров и взрывов.

Во всех случаях, когда оборудование выполнено из токопроводящего материала, заземление является наиболее простым и надежным способом защиты. Оборудование, трубопроводы, расположенные в цехе, а также на наружных установках, на эстакадах и в каналах должны представлять на всем протяжении непрерывную цепь и присоединяться к заземляющим устройствам.

Сопrotивление между заземляющим зажимом корпуса аппаратов с каждой доступной прикосновению металлической токоведущей частью, которая может оказаться под напряжением, не должно превышать 0,1 Ом.

После монтажа на месте эксплуатации аппаратура установки должна быть заземлена в соответствии с требованиями ПУЭ (величина сопротивления защитного заземления не должна превышать 4,0 Ом).

Каждая система аппаратов и трубопроводов должна быть в пределах цеха заземлена не менее чем в двух местах. Последовательное подключение к заземляющей шине (провод) нескольких аппаратов, агрегатов или трубопровод не допускается.

Необходимо строго следить за исправностью средств защиты от статического электричества и вторичных проявлений грозовых разрядов, периодически производить проверку величины сопротивления заземляющих устройств и не допускать эксплуатации оборудования с неисправной

защитой от статического электричества.

Для защиты от электрических зарядов, возникающих в газах и парах при движении их по трубопроводам и аппаратам, быстром испарении или конденсации, расширении или сжатии необходимо:

- не допускать образования в аппаратах и трубопроводах взрывоопасных смесей горючих газов и паров с воздухом;
- не допускать загрязнения газа твердыми и жидкими частицами;
- следить за герметичностью оборудования;
- производить выпуск газов и паров через отверстие увеличенной площади сечения;
- заземлять выпускные сопла и аппаратуру.

Вращающиеся и другие части машин, аппаратов, изолированные от заземленных частей специальными смазками, должны иметь специальные заземляющие устройства. Осмотр и текущий ремонт заземляющих устройств необходимо производить одновременно с осмотром и текущим ремонтом всего технологического оборудования. Проверка заземления производится не реже одного раза в 6 месяцев и после каждого ремонта оборудования.

Наличие и целостность заземляющих устройств на каждом рабочем месте проверяется оператором при приеме- сдаче смены.

В случае отсутствия или повреждения заземляющих устройств оператор обязан доложить об этом старшему оператору и записать в журнал.

4.2. Мероприятия по защите персонала от воздействия ядовитых и токсичных веществ

Для обеспечения безопасности работающих вся аппаратура и оборудование должны быть герметичными, а производственные помещения – обеспечены вентиляцией.

Во время работы в помещениях, колодцах, сосудах и других плохо проветриваемых местах необходимо применять шланговые противогазы ПШ-1, ПШ-2, если место работы находится соответственно не далее 10 или 20 метров от зоны с чистой воздушной средой. При больших расстояниях следует применять изолирующие кислородные и воздушные дыхательные

аппараты.

Продолжительность работы в шланговых противогазах не должна превышать 15÷30 минут с последующим отдыхом не менее 15÷30 минут.

Правила обращения с метилдиэтаноломином

МДЭА при попадании в организм человека оказывает вредное влияние на центральную нервную систему, печень, почки, при попадании в глаза может привести к потере зрения.

Как органическое основание, МДЭА умеренно раздражает кожу и слизистую оболочку. Представляет опасность для глаз.

Концентрированная жидкость, а также 40 %-ный раствор вызывают тяжелое раздражение или ожоги глаз. Он замедляет обмен веществ фосфорлипидов печени. Наблюдаются аллергические реакции. Пары горячей жидкости могут вызвать раздражение слизистой оболочки дыхательных путей. Образует с нитритами ядовитые канцерогенные нитрозамины.

При работе с МДЭА необходимо строго соблюдать следующие правила и меры безопасности:

- работать в целой, своевременно стираемой одежде;
- все операции по сливу и наливу производить в закрытой аппаратуре;
- не допускать разливов, утечек и, если это произошло, немедленно принять меры к их устранению;
- все работы, производимые с непосредственным контактом, выполнять в противогазах марки М и спецодежде;
- при попадании МДЭА на кожу или глаза следует промыть пораженную часть водой и смочить дезинфицирующим раствором;
- при значительном поражении кожи срочно обратиться в здравпункт за медицинской помощью;
- перед едой следует тщательно вымыть руки водой с мылом.

Правила обращения с сероводородом

Сероводород – сильный и весьма опасный яд. Наблюдается привыкание к запаху, поэтому отравление может наступить из-за отсутствия ощущения

запаха опасных концентраций газа. Сероводород тяжелее воздуха, поэтому он скапливается, особенно в холодное время года и при безветренной погоде, в низких местах.

При небольших концентрациях сероводорода в воздухе он действует, прежде всего, на слизистую оболочку глаз, вызывая боль, слезотечение, светобоязнь. При более высоких концентрациях к этим симптомам присоединяются вследствие поражения верхних дыхательных путей кашель и стеснение дыхания. При еще больших концентрациях поражается центральная нервная система, появляются общая слабость, головокружение, рвота, огушенное состояние. При концентрациях выше 1000 mg/m^3 в результате паралича легких и сердца мгновенно наступает смерть.

Работники, подвергающиеся длительному воздействию небольших концентраций сероводорода, могут получить хронические отравления.

Сероводород присутствует в неочищенном газе, в насыщенном растворе абсорбента, кислом газе. Поэтому при обслуживании всех аппаратов работающие с этими продуктами должны соблюдать правила:

- весь обслуживающий персонал установки и лица, находящиеся на территории работающих установок, должны иметь при себе исправный противогаз марки В;
- не допускать пропусков продукта через неплотности;
- все сбросы газа, содержащего сероводород, должны производиться только на факел;
- освобождение аппаратов и трубопроводов от раствора абсорбента должно производиться только после регенерации раствора и только в дренажные или сливные сборники;
- отбор проб производить только в противогазах с помощью исправных пробоотборников; отбор проб производят операторы, прошедшие инструктаж по технике безопасности при отборе проб, в присутствии лаборантов;
- при поражении сероводородом пострадавший немедленно эвакуируется из зараженной зоны, освобождается от стесняющей одежды. При потере сознания необходимо сделать искусственное дыхание, по возможности с вдыханием кислорода с 5 % CO_2 .

Правила обращения с антивспенивателем

Антивспениватели DANOXAF-200 и ИФХАНГАЗ-1, являющиеся одновременно и ингибиторами коррозии, относятся к веществам со средней

степенью токсичности. Класс опасности 3 по ГОСТ 12.1.007-76.

Предельно-допустимая концентрация в воздухе производственных помещений (ПДК) составляет 2 mg/m³.

Горючи, не взрывоопасны, обладают сильно выраженным кожно-раздражающим свойством, кумулянты.

Помещение, где проводятся работы с ингибиторами, должно быть оборудовано приточно-вытяжной вентиляцией.

Обслуживающий персонал должен быть обеспечен резиновыми перчатками, спецодеждой, резиновыми сапогами, респиратором для органических соединений, защитными очками.

При работе с ними необходимо защищать открытые поверхности кожи.

При попадании продукта на кожу промыть пораженный участок проточной водой с мылом, при попадании брызг в глаза – промыть их большим количеством воды в течение 15 минут.

При попадании во внутрь – удалить продукт изо рта, вызвать рвоту. Ничего не вводить пострадавшему через рот, вызвать неотложную медицинскую помощь.

При разливе продукта необходимо собрать его в отдельную тару, место разлива протереть сухой тряпкой; при разливе на открытой площадке - засыпать песком с последующим удалением.

В случае загорания ингибиторов следует применять химическую и воздушно-химическую пены, порошковые огнетушительные составы, пенные огнетушители ОП-3, ОП-5, песок, асбестовые одеяла.

При работе с ИФХАНГАЗом применять противогаз марки БКФ.

При разливе продукта необходимо собрать его в отдельную тару, место разлива протереть сухой тряпкой; при разливе на открытой площадке – засыпать песком с последующим удалением.

Правила обращения с газовым конденсатом

Конденсат – при нормальных условиях легковоспламеняющаяся жидкость. Пары оказывают действие на центральную нервную систему, раздражают слизистые оболочки.

Симптомы отравления: головная боль, головокружение, сердцебиение, психическое возбуждение, веселость, сухость во рту, тошнота, рвота и т. д. При больших отравлениях зрачки глаз не реагируют на свет. Признаки хронического отравления – мышечная слабость, вялость, утомляемость, потеря в весе, бессонница, раздражительность. При длительном соприкосновении с кожей вызывает кожные заболевания. При работе с конденсатом применяются противогазы с коробками марок А или БКФ для защиты от органических паров и газов в присутствии дыма, пыли.

Контроль воздушной среды

Для контроля состояния воздуха и определения наличия в нем метана на площадке установлены датчики ДГО. При наличии метана срабатывает предварительная сигнализация. В случае роста содержания метана в воздухе срабатывает аварийная сигнализация и вырабатывается сигнал на автоматическую аварийную остановку установки.

Для определения содержания сероводорода, аммиака и углеводородов в воздухе и своевременного выявления и устранения причин загазованности в помещениях и на открытых площадках должен осуществляться контроль воздушной среды переносными газоанализаторами типа УГ-2.

В помещениях и на наружных установках, где возможно выделение и скопление вредных и горючих веществ, контроль должен выполняться не реже 1 раза в смену.

В помещениях, где перекачиваются газы и жидкости, содержащие вредные вещества, анализ выполняется через каждые 4 часа, в помещениях, где нет источников выделения вредных веществ, но возможно попадание их извне – не реже одного раза в сутки.

При аварийных работах в загазованной зоне контроль воздушной среды должен осуществляться каждые 30 минут. После ликвидации аварийной ситуации необходим дополнительный анализ воздуха в местах возможного скопления вредных веществ.

Герметичность фланцевых соединений арматуры, люков аппаратов, разъемных частей оборудования должна проверяться с помощью

фильтровальной бумаги, смоченной раствором уксуснокислого свинца – на H_2S , и фенолфталеином – на NH_3 .

4.3. Спецодежда и защитные приспособления

Спецодежда, спецобувь и предохранительные приспособления, специфические для данной установки, должны выдаваться по установленной норме.

Выдаваемая спецодежда и спецобувь должны соответствовать размеру и росту рабочего. Спецодежда не должна стеснять движения во время работы. Во время работы рабочие обязаны пользоваться выданной спецодеждой, спецобувью.

Персонал, обслуживающий механизмы, должен носить спецодежду в застегнутом виде, убирать длинные волосы под головной убор или косынку.

Запрещается носить кашне и платки со свисающими концами. Стирка спецодежды нефтепродуктами и другими пожаро–взрывоопасными продуктами запрещается.

Технологический персонал установки обеспечивается следующей спецодеждой: костюм хлопчатобумажный, куртка, брюки, ботинки кожаные, фартук прорезиненный; дежурный слесарь по ремонту технологического оборудования обеспечивается, кроме вышеперечисленной спецодежды, костюмом брезентовым.

На установке производятся операции с сероводородсодержащим природным газом, поэтому обслуживающий персонал должен быть проинструктирован о мерах предупреждения отравления сероводородом и оказания необходимой первой доврачебной помощи пострадавшим при отравлении.

Запрещается рабочим и инженерно-техническим работникам вход на установку и прилегающую к ней территорию без фильтрующих противогазов. Во время работы обслуживающий персонал должен иметь при себе противогазы с коробками марок А, В, КМ, БКФ.

Противогазы, выдаваемые рабочим, подбираются по размерам масок и хранятся на рабочих местах в особых шкафах, каждый в своем отделении с

фамилиями и инициалами работающего. К сумке противогаза должна быть прикреплена бирка с той же надписью.

Исправность противогаза проверяется 1 раз в квартал по специальному графику, утвержденному главным инженером завода.

Аварийный запас фильтрующих противогазов (не менее наибольшего количества работающих в смену) хранится в ящике под пломбой, шланговые противогазы – в опломбированных чемоданах. Целостность пломб аварийного запаса проверяется при приеме и сдаче смены обслуживающим персоналом.

Наличие и состояние аварийного запаса проверяется работником газоспасательной службы не реже 1 раза в месяц в соответствии с графиком, утвержденным главным инженером завода.

При содержании в воздухе кислорода менее 18 % об. или концентрации токсичных паров и газов более 0,5 % об. применяются изолирующие противогазы, которые полностью изолируют органы дыхания человека от окружающей атмосферы.

На площадке установки, в насосной, распределительных и венткамере должен осуществляться контроль за концентрацией сероводорода путем замера газоанализатором не менее трех раз в сутки.

Результаты замеров должны заноситься в журнал контроля воздуха за содержанием сероводорода.

Герметичность фланцевых соединений, арматуры, люков аппаратов, разъемных частей оборудования и т. п. должна проверяться с помощью фильтровальной бумаги, смоченной раствором уксуснокислого свинца. При поломке вентиляции в производственных помещениях работающие должны немедленно надеть противогазы и известить старшего по смене для устранения неисправностей.

При выявлении опасных концентраций сероводорода должны быть немедленно приняты меры по выводу людей из опасной зоны, поставлены в известность газоспасательная служба и диспетчер завода, а на месте обнаружения опасной концентрации сероводорода вывешены

предупредительные надписи: «Не входить, загазованность!».

Работы, связанные с опасностью падения работающего с высоты, а также в шланговом противогазе, должны производиться с применением соответствующего предохранительного пояса, на каждом комплекте которого должны стоять штамп ОТК завода–изготовителя, подтверждающий пригодность пояса к работе, и дата его изготовления.

Предохранительные пояса и веревки должны осматриваться каждый раз до и после их применения.

Для защиты глаз от воздействия брызг метилдиэтанолamina, способных образоваться при сливе и наливке реагентов, необходимо применять очки с оправой из резины или кожи. При работе с щелочами и кислотами, работающие должны быть в защитных очках, спецодежде и обуви, перчатки должны быть заправлены в рукава, а брюки поверх голенищ сапог.

На рабочем месте должны быть чистая вода и питьевая сода, аптечка с набором медикаментов, инструментов и перевязочных материалов для оказания доврачебной помощи. На установке должны быть оборудованы бытовые помещения, где работающие после смены обязаны помыться и сменить спецодежду на свою обычную одежду.

4.4. ТРЕБОВАНИЯ ОХРАНЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

Сточными водами на УКПГ Самонтепе являются пластовая вода из дегазатора пластовой воды ДПВ-401, вода после охлаждения сальников насосов и после периодических промывок технологических аппаратов, пароконденсат со следами угольной пыли. Указанные промстоки содержат минеральные соли из пластовой воды, механические примеси, нефтепродукты (газовый конденсат, смазочные масла), МДЭА, ингибитор коррозии. Весь объем пластовых и производственных сточных вод после очистки возвращается в природную среду путем закачки ее обратно в пласт.

Сточные воды с установки могут случайно попадать на почву в редких аварийных случаях. Загрязненные участки подлежат рекультивации.

В результате работы УКПГ Самонтепе образуются твердые отходы в виде отработанного адсорбента из угольного фильтра, осадка с листовых

фильтров (асбестоцеллюлоза со следами аминного раствора и мехпримесями). Твердые отходы складываются в металлические бочки в целлофановых мешках и вывозятся на переработку для металлургической промышленности.

Твердые бытовые отходы образуются также в результате жизнедеятельности работающих на производстве. Собирается в специально отведенные места. Срок разложения органических веществ составляет 1-1,5 года в степи. Для сбора бытового мусора предусматриваются контейнеры.

В результате износа металлического оборудования и его замены образуется металлический лом в период ремонтно-профилактических работ. Собирается в складском помещении на специально отведенном месте размером 2x0,5 м. По мере накопления вывозится автотранспортом в АО «Вторчермет».

Источниками выбросов загрязняющих веществ в атмосферу на СОУ Учкыр являются факела высокого и низкого давлений, котлоагрегат. На факела поступают газовые сбросы при продувках установки; с предохранительных клапанов, устанавливаемых на технологическом оборудовании; газы выветривания (сброс экспанзерных и кислых газов); при проведении периодических (регламентных) работ; при аварийных ситуациях (нарушение целостности оборудования и коммуникаций). Вероятность разрыва трубопроводов чрезвычайно мала, однако полностью такие случаи исключать нельзя.

Общее количество вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу, составляет 279,7551 т/у, из них углерода оксид – 231,8542 т/у, азота диоксид – 30,0651 т/у, азота оксид – 7,526549 т/у, диоксид серы – 3,951368 т/у, сажи – 1,09165 т/у, углеводородов – 5,262885 т/у.

Все аварийно-сбросные газы сжигаются на факелах. Пропускная способность факелов рассчитана на продувку всей установки и газового коллектора после узла замера с 80%-м запасом. Факельные установки будут работать постоянно, что связано с обеспечением безаварийной работы оборудования. Интенсивность работы факелов – переменная. Характер

воздействия на атмосферу – прямой.

Постоянный характер с почти одинаковой интенсивностью носят выбросы в атмосферу из выветривателей С-102 (экспанзерных газов) и сепараторов С-103 (кислых газов). От насосных агрегатов выбросы в атмосферу незначительны, но носят постоянный характер во время работы насосов.

В целях охраны атмосферного воздуха от загрязнения выбросами вредных веществ, в соответствии с ГОСТ 17.2.3.02, должен быть организован контроль предельно-допустимых выбросов загрязняющих веществ в атмосферу.

ВЫВОДЫ

Для обеспечения условий транспортирования высокосернистого газа месторождения Самантепе в объеме 1,5 млрд. м³ в год по межпромысловому газопроводу Уртабулак-МГПЗ на Мубарекский ГПЗ необходима его очистка от капельной влаги и твердых примесей.

Газ, добываемый на месторождении Самантепе, предлагается подавать на установку предварительной подготовки газа (УППГ), расположенную на площадке УКПГ-1 Уртабулак, по газопроводу-коллектору СП Самантепе-УКПГ-1 Уртабулак длиной 33,0 км и диаметром 530x14 мм с целью подготовки его к транспорту.

С УППГ подготовленный газ подавать в существующий межпромысловый газопровод Уртабулак-МГПЗ.

Стабильный конденсат, выделившийся при подготовке газа, откачивать на нефтеналивную эстакаду “Серный завод”.

На УППГ Самантепе в перспективе предусматривается осуществлять подготовку газа с месторождения Уртабулак и попутного нефтяного газа месторождения Восточная Чегара после строительства и ввода в эксплуатацию дожимной компрессорной станции (ДКС) Уртабулак.

Технологического решения промышленной подготовки высокосернистого газа месторождения Самантепе в объеме 1,0 млрд. м³ в год с последующей подачей его по межпромысловому газопроводу Уртабулак-МГПЗ на Мубарекский ГПЗ.

К внедрению рекомендуется вариант 2 промышленной разработки участка месторождения Самантепе на территории РУз с годовым отбором газа 2 млрд.м³, который наиболее эффективный не только с учетом затрат на разработку самого месторождения, но окупает (совместно с добычей углеводородов на Уртабулаке) также затраты на строительство нового газопровода Уртабулак-МГПЗ для транспорта на завод высокосернистого газа добываемого на месторождениях Самантепе и Уртабулак.

Вариант 2. Разработка месторождения в целом с годовыми отбором газа 5,0

млрд. м³, в т.ч. 2,0 млрд.м³ на участке залежи, расположенном на территории РУз, 2 млрд. м - на участке залежи РУз, - действующим фондом из 23 скважин. При этом на территории РУз за рассмотренный срок промышленной разработки (24 года) будет отобрано 30,4 млрд.м³ газа, в том числе извлечено из недр 323,2 тыс.т конденсата, из этого количества утилизировано 96,9 тыс.т. Из добытого газа будет произведено 1003 тыс.т серы. Период постоянного отбора продлится 8 лет, к началу 2016 года разработки потребуется ввод ДКС с максимальной рабочей расчетной мощностью 12,4 МПа.

Сбор продукции 9 скважин месторождения Самантепе осуществляется на сборном пункте (СП), расположенном на площади месторождения. На входе СП Самантепе давление и температура газа составляют 7,0 МПа и 47,5°С соответственно.

Из СП Самантепе общий поток газа в объеме 3,0 млн.м³/сут по газопроводу-коллектору СП Самантепе – УКПГ-1 Уртабулак длиной 33,0 км и диаметром 426x17 мм транспортируется на УППГ для подготовки.

В целях повышения надежности работы газопровода-коллектора СП Самантепе – УКПГ-1 Уртабулак на расчетных режимах для очистки и ингибирования его полости необходимо строительство узла запуска очистных поршней на СП и узла приема на УКПГ.

Подготовка газа месторождения Самантепе осуществляется на УППГ, расположенной на площадке УКПГ-1 Уртабулак. Давление и температура газа на входе УППГ P=5,7 МПа, t=40°С.

Продукцией, выпускаемой на УППГ, является сернистый осушенный горючий природный газ, удовлетворяющий по качеству требованиям стандарта предприятия KSt 05786726-05 :2004 (изменение №1) и стабильный газовый конденсат, удовлетворяющий требованиям стандарта TSt 39.0-02:2004.

Подготовленный на УППГ газ через узел замера подается в существующий межпромысловый газопровод Уртабулак-МГПЗ.

Выделившийся при подготовке газа конденсат по существующему нефтеконденсатопроводу откачивается на нефтеналивную эстакаду “Серный завод”. Для этого необходимо строительство конденсатопровода протяженностью 9,9 км и диаметром 168x7 мм от УППГ до нефтеконденсатопровода НСП Северный Уртабулак-Серный завод (точка врезки в районе 2 км).

На УППГ Самантепе в перспективе предусматривается осуществлять подготовку газа с месторождения Уртабулак и попутного нефтяного газа месторождения Восточная Чегара после строительства и ввода в эксплуатацию дожимной компрессорной станции (ДКС) Уртабулак.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Ислама Каримов доклад на расширенном заседании Кабинета Министров, посвященном итогам социально-экономического развития страны в 2015 году и важнейшим приоритетным направлениям экономической программы на 2016 год. Ташкент.16.01.2016й
2. «Скважинная добыча нефти» И.Т. Мищенко Издательство «Нефть и газ» РГУ нефть и газа им И.М.Гупкина Москва 2003
3. «Нефтьгаз конлари машина вამеханизмлари» ТашмурзайУлдашев, ХоликулЭшкабилов. Карши Кашкадарёкузгуси ОАВ нашриёти 2015.
4. «Сбор и подготовка нефти и газа. Технология и оборудование» Под общей редакцией Хафизова А.Р, Пестрецова Н.В, Шайдаков В.В.
5. «Технология первичной переработки нефти и природного газа» А.К.Мановян Москва «Химия» 2001.
6. «Коррозия и защита от коррозии» И.В. Семенова, Г.М. Флорианович, А.В. Хорошилов Под ред. И.В. Семенов-М.: ФИЗМАТЛИТ, 2002. - 336с ISBN + 5-9221-0246-X.
7. «Нефть и газ технологии и продукты переработки» В.Е. Агабеков, В.К.Косяков Минск «Беларуская наука» 2011
8. «Нефтьгаз олишнингтехнологиясиватехникаси» Н.Н. Махмудов, Т.Р. Юлдашев Тошкент «Иктисод - молия» 2015
9. «Нефть и газ технологии и продукты переработки» В.Е. Агабеков, В.К. Косяков Минск «Беларуская наука» 2011
- 10.«Технология переработки природного газа и конденсата» В.И. Мурин, Н.Н. Кисленко, Ю.В. Сурков Коллектив авторов,2002 Оформление. ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002.
- 11.Уильям Леффлер, Переработка нефти., М.,ЗАО «Олимп – Бизнес», 2004, 224 с.
- 12.В.М.Капустин, Нефтяные альтернативные топлива с присадками и добавками. М. «КолосС» 2008, 232с.
- 13.Л.С.Каплан, Оператор по добыче нефти и попутного газа, Уфа, 2005,552 с.
- 14.Кравцов А.В., Ивашкина Е.Н., Юрьев Е.М. Теоретические основы каталитических процессов переработки нефти и газа: учебное пособие. – Томск: Изд-во ТПУ, 2009. – 146 с.
- 15.Н.Н.Махмудов, Т.Р. Йулдошев, Б.Ш. Акрамов. Конларданефтьгазнитайёрлаштехнологияси, 2015, 304 б.
- 16.С. А. Ахметов, Т. П. Сериков, И. Р. Кузеев, М. И. Баязитов. Технология и оборудованиепроцессовпереработкинефти и газа: Учебноепособие. Под ред. С. А. Ахметова. — СПб.: Недра, 2006. — 868 с.; ил.
- 17.В.И.Бондарь. Коррозия и защита материалов. Учеб. Пособие. Мариуполь: ПГТУ, 2009. – 126с.
- 18.www.gubkin.ru
- 19.www.oil-gas.at
- 20.www.flottweg.com
- 21.www.future-energy.de

22. www.gasmessung.dewww.gubkin.ru
23. www.oil-gas.at
24. www.flottweg.com
25. www.future-energy.de
26. www.gasmessung.de