

АСТРАХАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ

Г. В. Тараканов

**ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРЕРАБОТКИ
ПРИРОДНОГО ГАЗА И ГАЗОВОГО КОНДЕНСАТА
НА АСТРАХАНСКОМ ГАЗОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕМ ЗАВОДЕ**

Учебное пособие

Астрахань
Издательство АГТУ
2013

УДК 665.7
ББК 35.514
Т 19

Допущено редакционно-издательским советом Астраханского государственного технического университета в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению 240100 «Химическая технология»

Рецензенты: кафедра технологии переработки нефти и промышленной экологии ГОУ ВПО Северо-Кавказского государственного технического университета;

кандидат технических наук Н. В. Попадин (Инженерно-технический центр ООО «Газпром добыча Астрахань»);

кандидат технических наук, доцент Н. В. Пыхалова (Астраханский государственный технический университет)

Тараканов Г. В.

Т 19 Технология переработки природного газа и газового конденсата на Астраханском газоперерабатывающем заводе : учеб. пособие / Г. В. Тараканов ; Астрахан. гос. техн. ун-т. – Астрахань : Изд-во АГТУ, 2013. – 148 с.

ISBN 978-5-89154-486-4

Представлены схемы как в целом газоперерабатывающего завода ООО «Газпром добыча Астрахань», так и отдельно основных технологических установок по переработке природного газа и газового конденсата. Даны краткие описания применяемых технологий, показатели качества сырья и продукции и нормы технологического режима установок завода.

Для студентов высших учебных заведений, обучающихся по направлению 240100 «Химическая технология». Рекомендовано работникам научно-исследовательских институтов, проектных организаций и промышленных предприятий по переработке углеводородного сырья.

УДК 665.7
ББК 35.514

ISBN 978-5-89154-486-4

© Тараканов Г. В., 2013

© ФГБОУ ВПО «Астраханский государственный технический университет», 2013

ОГЛАВЛЕНИЕ

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ	5
ВВЕДЕНИЕ.....	6
1. НАЗНАЧЕНИЕ И ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ЗАВОДА	7
2. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА СЫРЬЯ	
 АСТРАХАНСКОГО ГПЗ.....	10
3. НОМЕНКЛАТУРА И ПОКАЗАТЕЛИ КАЧЕСТВА ПРОДУКЦИИ.....	11
3.1. Номенклатура продукции.....	12
3.2. Товарный углеводородный газ	11
3.3. Техническая газовая сера	12
3.4. Автомобильные бензины.....	14
3.5. Дизельное топливо	15
3.6. Котельное топливо	16
3.7. Сжиженные углеводородные газы	17
3.8. Стабильный газовый конденсат.....	17
3.9. Широкая фракция лёгких углеводородов	18
4. ОБЩАЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ЗАВОДА	20
5. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ УСТАНОВКИ ПЕРЕРАБОТКИ	
 ПРИРОДНОГО ГАЗА	23
5.1. Сепарация пластового газа высокого давления (У-71).....	23
5.1.1. Показатели качества сырья и продукции	23
5.1.2. Принципиальная технологическая схема	24
5.1.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки.....	26
5.2. Очистка газа сепарации от кислых компонентов	
раствором диэтиламина (У-72)	27
5.2.1. Показатели качества сырья и продукции	27
5.2.2. Принципиальная технологическая схема	30
5.2.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки.....	35
5.3. Осушка и отбензинивание очищенного газа (У-74)	36
5.3.1. Показатели качества сырья и продукции	37
5.3.2. Принципиальная технологическая схема	39
5.3.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки.....	45
5.4. Производство серы и доочистка отходящих газов (У-51).....	47
5.4.1. Показатели качества сырья и продукции	47
5.4.2. Принципиальная технологическая схема	49
5.4.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки.....	56
5.5. Очистка и компримирование газов стабилизации конденсата (У-41)	59
5.5.1. Показатели качества сырья и продукции	59
5.5.2. Принципиальная технологическая схема	61
5.5.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки.....	67
5.6. Стабилизация конденсата и обработка пластовой воды (У-20)	69
5.6.1. Показатели качества сырья и продукции	69
5.6.2. Принципиальная технологическая схема	72
5.6.2.1. Установка стабилизации газового конденсата (У-21)	75
5.6.2.2. Установка обработки загрязнённых	
производственных вод завода (У-22)	77
5.6.3. Нормы технологического режима основных аппаратов	
установок У-21 и У-22	79
5.7. Фильтрация загрязнённых вод и сжигание промышленных отходов (У-65).....	81
5.7.1. Показатели качества сырья и продукции	81

5.7.2. Принципиальная технологическая схема	83
5.7.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки	85
5.8. Грануляция серы	86
5.8.1. Установка У-250/1 «Enersul»	86
5.8.1.1. Показатели качества сырья и продукции	87
5.8.1.2. Принципиальная технологическая схема	87
5.8.1.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки	91
5.8.2. Установка «Devko»	92
5.8.2.1. Показатели качества сырья и продукции	92
5.8.2.2. Принципиальная технологическая схема	92
5.8.2.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки	94
5.8.3. Установка У-150/1 «Hawaii»	94
5.8.3.1. Показатели качества сырья и продукции	95
5.8.3.2. Принципиальная технологическая схема	95
5.8.3.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки	97
6. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ УСТАНОВКИ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЗОВОГО КОНДЕНСАТА	98
6.1. Установка электрообессоливания и электрообезвоживания стабильного газового конденсата (ЭЛОУ)	98
6.1.1. Показатели качества сырья и продукции	99
6.1.2. Принципиальная технологическая схема	100
6.1.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки	103
6.2. Комбинированная установка переработки газового конденсата (У-1.731)	104
6.2.1. Первичная перегонка газового конденсата	104
6.2.1.1. Показатели качества сырья и продукции	105
6.2.1.2. Принципиальная технологическая схема	105
6.2.1.3. Нормы технологического режима блока	108
6.2.2. Очистка и получение сжиженных газов	110
6.2.2.1. Показатели качества сырья и продукции	110
6.2.2.2. Принципиальная технологическая схема	112
6.2.2.3. Нормы технологического режима блока	117
6.2.3. Вторичная перегонка стабильного гидрогенизата	118
6.2.3.1. Показатели качества сырья и продукции	119
6.2.3.2. Принципиальная технологическая схема	120
6.2.3.3. Нормы технологического режима блока	122
6.3. Установка гидроочистки широкой фракции н. к.-350 °С (У-1.732)	123
6.3.1. Показатели качества сырья и продукции	123
6.3.2. Принципиальная технологическая схема	124
6.3.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки	130
6.4. Установка каталитического риформинга бензиновых фракций (У-1.734)	132
6.4.1. Показатели качества сырья и продукции	132
6.4.2. Принципиальная технологическая схема	133
6.4.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки	138
6.5. Перспективная технологическая схема переработки газового конденсата на заводе	143
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	146
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК	147

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ

АГК – Астраханский газовый комплекс

АГКМ – Астраханское газоконденсатное месторождение

АГХК – Астраханский газохимический комплекс

АТ – атмосферная перегонка газового конденсата

БОПСГ – блок очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731

ВП – вторичная перегонка гидрогенизата широкой фракции газового конденсата

ВСГ – водородсодержащий газ

ВЦО – верхнее циркуляционное орошение

ГПЗ – газоперерабатывающий завод

КТК – катализаторный комплекс

нас. – насыщенный (раствор амина)

н. к. – начало кипения

НТС – низкотемпературная сепарация

НЦО – нижнее циркуляционное орошение

ООО – общество с ограниченной ответственностью

рег. – регенерированный (раствор амина)

СУГ – сжиженные углеводородные газы

фр. – фракция

ШФЛУ – широкая фракция лёгких углеводородов

% масс. – массовые проценты

% мол. – мольные проценты

% об. – объёмные проценты

ВВЕДЕНИЕ

Природный газ и газовый конденсат являются уникальными полезными ископаемыми – природным углеводородным сырьём, из которого в настоящее время производят несколько тысяч газообразных, жидких и твёрдых продуктов, необходимых для мирного труда и обороны каждого государства в мире. Продукты переработки газа и газового конденсата применяют практически во всех отраслях промышленности, на всех видах транспорта, в сельском хозяйстве, военном деле, гражданском и военном строительстве, энергетике, быту и т. д. К этим продуктам относятся бензины для автомобилей, реактивные и дизельные топлива, разнообразные топлива для других видов двигателей и котельных (энергетических) установок, сжатые и сжиженные газы для коммунально-бытового потребления, моющие средства, пластмассы, каучуки, удобрения, растворители и многие другие материалы и изделия.

В мировой структуре потребления энергии на природный газ приходится 21 % от общего потребления энергии, что эквивалентно 3,302 млрд т в год условного топлива, теплота сгорания одного килограмма или одного кубометра которого составляет 29,3 МДж (7 000 ккал).

Общество с ограниченной ответственностью «Газпром добыча Астрахань», являющееся дочерним предприятием Открытого Акционерного Общества «Газпром», предназначено для добычи и переработки высокосернистого пластового газа, содержащего до 26 % об. сероводорода и 16 % об. диоксида углерода, и имеет в своём составе газоперерабатывающий завод. Завод производит широкий ассортимент продукции: горючий газ для коммунально-бытового потребления, сжиженные углеводородные газы, в том числе для применения в качестве автомобильного топлива, высокооктановые автомобильные бензины, малосернистое дизельное топливо, топочный мазут, комовую, жидкую и гранулированную техническую серу.

Астраханский государственный технический университет ориентирован на выпуск специалистов-технологов в области переработки нефти и газа, в первую очередь, для газоперерабатывающего завода ООО «Газпром добыча Астрахань», и поэтому выпускники университета должны знать основы технологии, применяемой на этом заводе.

Настоящее учебное пособие позволит улучшить качество подготовки студентов по вопросам применяемой на Астраханском газоперерабатывающем заводе технологии и окажет им оперативную справочную помощь как при изучении технологической структуры этого завода, так и при освоении в целом курсов «Технология переработки природного газа» и др.

1. НАЗНАЧЕНИЕ И ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ЗАВОДА

Общество с ограниченной ответственностью «Газпром добыча Астрахань» осуществляет разработку уникального по своему составу, характеристикам и запасам Астраханского газоконденсатного месторождения (АГКМ). Месторождение было открыто в 1976 г. и располагается в придельтовой части реки Волги в 50–80 км на север от города Астрахани. Залежь приурочена к сложному по строению карбонатному массиву, представленному известняками башкирского яруса среднего карбона. Размеры залежи 100 × 40 км, глубина залегания продуктивного пласта – 3 800–4 000 м. Начальная пластовая температура составляет 110 °С, начальное пластовое давление – 62,4 МПа.

Разведанные до промышленных категорий запасы газа составляют около 4 трлн м³ газа, около 1 млрд т газового конденсата, запасы серы в сероводородном газе превышают 1 млрд т. Дебит скважин составляет от 60 до 600 тыс. м³ в сутки по газу и до 200 м³ в сутки по конденсату.

Разведанные запасы месторождения полезных ископаемых при щадящей нагрузке на экологическую систему способны обеспечить работу газового комплекса в течение 200 лет. Дальнейшие перспективы увеличения сырьевой базы ООО «Газпром добыча Астрахань» связаны с открытием новых газоконденсатных месторождений – Алексеевского (1998 г.) и Западно-Астраханского (2005 г.).

Газоперерабатывающий завод (ГПЗ) Общества с ограниченной ответственностью (ООО) «Газпром добыча Астрахань» является предприятием по переработке высокосернистого природного газа и газового конденсата и находится в поселке Аксарайский Красноярского района Астраханской области.

Сырьевой базой служат природный газ и газовый конденсат Астраханского газоконденсатного месторождения, поступающие на завод в виде пластовой смеси.

Суммарное содержание в газе кислых компонентов (сероводорода и диоксида углерода) составляет около 40 % об. Кроме того, газ характеризуется высоким содержанием тяжёлых углеводородов C₅₊высшие и достаточным для экономически эффективного извлечения содержанием компонентов сжиженного газа (этан, пропан и бутаны).

Проектная годовая мощность завода – 12 млрд м³ газа сепарации и 3 млн т стабильного газового конденсата.

Газоперерабатывающий завод был создан по приказу Министерства газовой промышленности СССР 13 мая 1985 г., а первый товарный газ на нём был получен 10 декабря 1986 г. За весь период эксплуатации завода с 1986 по 2010 гг. переработано более 175 млрд м³ газа сепарации.

Технологический процесс переработки сырья на газоперерабатывающем заводе осуществляется на четырёх основных производствах. Первое производство предназначено для сепарации пластовой смеси и очистки газа сепарации от кислых компонентов. На втором производстве из сероводорода производят техническую газовую серу. Переработка стабильного газового конденсата и ШФЛУ осуществляется на третьем производстве с получением высокооктановых бензинов, малосернистого дизельного топлива, сжиженных очищенных углеводородных газов для применения в качестве коммунально-бытового и автомобильного газового топлива и топочного мазута. На пятом производстве осуществляется осушка очищенного газа и выделение из него широкой фракции лёгких углеводородов (ШФЛУ), а также стабилизация газового конденсата и очистка попутной воды перед её закачкой в подземные пласты.

В состав газоперерабатывающего завода входят следующие установки и участки:

- сепарации пластового газа высокого давления (У-71);
 - сероочистки газа раствором диэтаноламина (У-72);
 - осушки и отбензинивания очищенного газа (У-74);
 - по производству серы и доочистке отходящих газов (У-51);
 - очистки и компримирования газов выветривания конденсата (У-41);
 - стабилизации конденсата и обработки пластовой воды (У-20);
 - фильтрации загрязнённых вод и сжигания промышленных отходов (У-65);
 - электрообессоливания и электрообезвоживания стабильного газового конденсата мощностью 3 000 т/год (ЭЛОУ);
 - комбинированной установки (У-1.731), включающей блок атмосферной перегонки мощностью 2 920 т/год, блок вторичной перегонки широкой фракции газового конденсата мощностью 2 009 т/год, блок газодифракционирования и очистки сжиженных углеводородных газов по методу «Мерокс» мощностью 357 000 т/год;
 - гидроочистки мощностью 2 070 т/год (У-732);
 - каталитического риформинга мощностью 1 000 т/год (У-734);
 - автоматического налива жидкой серы (производительностью 1 200 т/ч);
 - механизированной погрузки твёрдой серы (производительностью 600 т/ч);
 - грануляции серы (три установки разной модификации);
 - факельного хозяйства.
- В объекты складской зоны входят:
- склад светлых нефтепродуктов (16 резервуаров по 10 000 м³);
 - склад сжиженных газов (40 буллитов по 200 м³);
 - три наливные эстакады светлых нефтепродуктов на 150 стояков;
 - подземные хранилища нестабильного конденсата и нефтепродуктов.

На территории завода и рядом с ним имеются объекты вспомогательного производственного и обслуживающего назначения: азотно-кислородная станция, цех наполнения и хранения кислородных баллонов, склады химических реагентов и масел, склад оборудования, ремонтно-механический цех, центральная заводская лаборатория, административно-бытовые корпуса, внешние и внутренние железнодорожные и автомобильные дороги с сооружениями на них, причал на реке Бузан, объекты связи, канализации, водоснабжения с водозабором и др.

В предзаводскую зону включены заводоуправление, инженерно-лабораторный корпус, пожарное депо, база военизированной службы противофонтанной и газовой безопасности, столовая и другие объекты.

Для обеспечения высокой надёжности эксплуатации оборудования, работающего в агрессивных и токсичных сероводородсодержащих средах, на заводе эксплуатируется система интеллектуальной автоматики нового поколения «Foxboro» (США). Для предупреждения загрязнения окружающей среды токсичными компонентами особое внимание на заводе уделяется вопросам экологической безопасности.

Контрольные вопросы

1. Каковы на Астраханском газоконденсатном месторождении промышленные запасы газа, газового конденсата и серы?
2. Какова проектная мощность Астраханского ГПЗ по отсепарированному газу и газовому конденсату?
3. Из каких основных производств состоит Астраханский ГПЗ и для чего предназначено каждое из этих производств?
4. Какие объекты на заводе относятся к объектам вспомогательного, производственного и обслуживающего назначения?
5. Какие объекты завода входят в предзаводскую зону?
6. Какие технологические установки предназначены для переработки газа?
7. Какие технологические установки предназначены для переработки газового конденсата?

2. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА СЫРЬЯ АСТРАХАНСКОГО ГПЗ

Основные физико-химические характеристики пластовой смеси Астраханского газоконденсатного месторождения – сырья газоперерабатывающего завода ООО «Газпром добыча Астрахань» – приведены ниже.

Содержание компонентов, % мол.	
Сероводород.....	26,72
Диоксид углерода.....	13,68
Азот.....	0,71
Гелий.....	0,02
Метан.....	51,01
Этан.....	2,25
Пропан.....	1,00
Изобутан.....	0,21
Нормальный бутан.....	0,54
Сумма C_{5+} высшие.....	3,86
Конденсатогазовый фактор (КГФ)*	
Объёмный ($см^3/м^3$).....	539
Массовый ($г/м^3$).....	386
Потенциальное содержание углеводородов C_{5+}высшие, $г/м^3$	
Газа сепарации	268,12
Сухого газа	245,32
Пластового газа	235,80
Плотность при 20 °С, $кг/м^3$	
Дебутанизированного (стабильного) конденсата	803
Сырого (нестабильного) конденсата.....	726
Пластовой смеси.....	1,28
Молекулярная масса углеводородов C_{5+}высшие, $г/моль$	
В дебутанизированном (стабильном) конденсате	156,22
В пластовом газе	147,27
Молярная доля в пластовой смеси	
Газа сепарации	0,879
Сухого газа	0,961

П р и м е ч а н и е . * Конденсатогазовый фактор – это отношение объёма или массы нестабильного газового конденсата к объёму газа сепарации.

Таким образом, отличительными особенностями пластовой смеси АГКМ являются: большое содержание сероводорода и диоксида углерода (суммарно более 40 % мол.), этана (2,25 % мол.), пропана и бутанов (суммарно 1,75 % мол.) и более тяжёлых углеводородов C_{5+} высшие (3,86 % мол.). Следует также отметить большой конденсатогазовый фактор – 386 $г/м^3$. Без достаточно глубокой очистки и переработки пластовую смесь невозможно использовать в качестве товарного газа, подаваемого в магистральные газопроводы. Таким образом, главная особенность и одновременно залог устойчивого экономического состояния АГК – это неразрывное единство промысла и газоперерабатывающего завода.

3. НОМЕНКЛАТУРА И ПОКАЗАТЕЛИ КАЧЕСТВА ПРОДУКЦИИ

3.1. Номенклатура продукции

Газоперерабатывающий завод ООО «Газпром добыча Астрахань» предназначен для выпуска следующей номенклатуры товарной продукции:

- товарного углеводородного газа;
- серы газовой технической (комовой, жидкой и гранулированной);
- высокооктановых автомобильных бензинов экологических классов не ниже 2-го;
- малосернистых дизельных топлив экологических классов не ниже 2-го;
- сернистого топочного мазута;
- сжиженных углеводородных газов для коммунально-бытового применения и для использования в качестве автомобильного газового топлива.

При остановке производства по переработке газового конденсата может выпускаться в качестве товарного продукта стабильный газовый конденсат, а при остановке блока газодифракционирования – широкая фракция лёгких углеводородов (ШФЛУ).

3.2. Товарный углеводородный газ

Одним из основных товарных продуктов ГПЗ ООО «Газпром добыча Астрахань» является газ горючий природный, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам (ОСТ 51.40-93), или газ горючий природный для промышленного и коммунально-бытового назначения (ГОСТ 5542-87), который должен содержать следующие требования:

- теплота сгорания низшая при 20 °С и 101,325 кПа – не менее 31,8 МДж/м³;
- область значений числа Воббе (высшего) – 41,1–54,5 МДж/м³;
- допустимое отклонение числа Воббе от номинального значения – не более ±5 %;
- массовая концентрация сероводорода – не более 0,02 г/м³;
- массовая концентрация меркаптановой серы – не более 0,036 г/м³;
- объёмная доля кислорода – не более 1,0 %;
- масса механических примесей в 1 м³ – не более 0,001 г;
- интенсивность запаха газа при объёмной доле 1 % в воздухе – не менее 3-х баллов.

Основные характеристики продуктов приведены в табл. 3.1.

**Требования к качеству газа горючего природного, поставляемого
и транспортируемого по магистральным газопроводам (ОСТ 51.40-93)**

Наименование показателей	Норма	
	в летнее время	в зимнее время
Температура, °С: точки росы по влаге, не выше точки росы по углеводородам, не выше	-3 0	-5 0
Содержание массовое (г/м ³), не более: сероводорода меркаптановой серы	0,02 0,036	
Теплота сгорания низшая при 20 °С и 101,325 кПа, МДж/м ³ , не менее	32,5	

Пр и м е ч а н и е . Летнее время – с 1.05. по 30.09; зимнее время – с 1.10. по 30.04.

Требования к показателям качества товарного природного газа установлены из условий предотвращения ускоренной коррозии газопроводов, арматуры, приборов и другого оборудования и снижения его токсичности (содержание сероводорода и меркаптановой серы), а также нахождения этого продукта при транспорте в однофазном газообразном состоянии (точки росы по влаге и углеводородам).

С 1 января 2013 г. будут ужесточены требования по содержанию в товарном природном газе сероводорода (не более 0,007 г/м³) и меркаптановой серы (не более 0,016 г/м³). Кроме того, этот газ должен содержать не более 0,030 г/м³ общей серы, 0,020 % мол. кислорода, 2,5 % мол. диоксида углерода и 0,001 г/м³ механических примесей. Обновлённые требования изложены в стандарте ОАО «Газпром» (СТО Газпром 089-2010).

3.3. Техническая газовая сера

Техническая газовая сера выпускается на газоперерабатывающем заводе по ОСТ 127.1-93 (сорт 9998) в комовом и жидком виде, а гранулированная – по ТУ 2112-134-31323949-2005.

Основные требования к показателям качества технической газовой серы приведены в табл. 3.2 и 3.3. Гранулометрический состав гранулированной серы, производимой из комовой серы сорта 9998 и требования к нему приведены в табл. 3.3. и 3.4.

Таблица 3.2

Требования к качеству серы газовой технической (ГОСТ 127.1-93, сорт 9998)

Наименование показателей	Показатели
Массовая доля, %:	
серы, не менее	99,98
зола [*] , не более	0,008
кислот в пересчёте на серную кислоту, не более	0,001 5

Наименование показателей	Показатели
органических веществ, не более	0,01
мышьяка, не более	0,0000
воды*	Не нормируется
механических загрязнений	Не допускается

Примечание. *Для комовой серы допускается массовая доля золы не более 0,02 % и массовая доля воды – до 2,0 %.

Таблица 3.3

Гранулометрический состав комовой и молотой серы 1-4 классов (ГОСТ 127.1-93)

Показатель	Норма				
	комовая	молотая			
		1 кл.	2 кл.	3 кл.	4 кл.
Остаток на сите*, %, не более:					
0,14 мм	–	Отсутствует	0,1	3,0	4,0
0,07 мм	–	3,0	3,5	4,0	Не нормируется
Прохождение через сито размером 200 мм, %, не менее:					
0,5–7,0 мм	95	–	–	–	–

Примечание. *Сито по ГОСТ 3584-73.

Таблица 3.4

Требования к гранулометрическому составу гранулированной серы (ТУ 2112-134-31323949-2005)

Наименование показателей	Норма для марки	
	М	С
Форма гранул	Близкая к сферической	
Массовая доля гранул диаметром:		
от 0,5 до 10,0 мм, %, не менее	90	–
от 1,0 до 7,0 мм, %, не менее	–	90
Насыпная плотность, г/см ³	1,04–1,35	1,14–1,30
Массовая доля воды, %, не более (на момент отгрузки готового продукта)	3,0	0,5

Существуют следующие требования к физико-химическим показателям серы технической газовой (сорт 7000) по ТУ 2112-080-05780913-2007:

- массовая доля серы – не менее 70,00 %;
- массовая доля золы – не более 25,00 %;
- массовая доля органических веществ – не более 3,00 %;
- массовая доля кислот в пересчёте на серную кислоту – не более 2,00 %;
- механические загрязнения (бумага, дерево, песок и др.) присутствуют;
- массовая доля воды, % – не нормируется.

Газовую техническую серу пониженной сортности (сорт 7000) выпускают на ГПЗ ООО «Газпром добыча Астрахань» по ТУ 2112-080-05780913-2007.

3.4. Автомобильные бензины

Автомобильные бензины – одни из наиболее квалифицированных и дорогих энергоносителей. Для их получения используются сложные комплексы технологических процессов первичной и вторичной переработки углеводородного сырья, а также различные присадки и добавки, обеспечивающие соответствие современным требованиям по составу и качеству этого вида моторного топлива. Основные требования к качеству автомобильных бензинов в России и государствах-членах ЕЭС приведены в табл. 3.5.

Таблица 3.5

**Основные требования к качеству автомобильных бензинов
в России и государствах-членах ЕЭС**

Наименование показателей	Россия		ЕЭС – нормы на выбросы автотранспортом (EN228)	
	ГОСТ Р 51105	ГОСТ Р 51866	Евро-3 с 2000 г.	Евро-4 с 2005 г.
Максимальное содержание, % масс., не более:				
серы	0,05	0,015	150 млн ⁻¹	30 млн ⁻¹
углеводородов:				
ароматических	Не нормируется	42	42	30*
олефиновых	Не нормируется	18	18	14
бензола	5,0 (об.)	1,0	1,0	1,0
кислорода	Не нормируется	2,7	2,3	2,7
Фракционный состав (перегоняется, % об.):				
до 70 °С класс А	10–45**	20–48		
классы С и С1	15–50***	22–50	46	46
до 100 °С классы А, С и С1	40–70****	46–71	75	75
до 150 °С классы А, С и С1	Не менее 85	Не менее 75		
Давление насыщенных паров, кПа:				
класс А	35–70**	45–60		
классы С и С1	80–100*****	50–80	60	60
Наличие моющих присадок	–	–	–	Обязательно

П р и м е ч а н и я .

* По ряду источников – 35 %.

** Класс 1.

*** Классы 4 и 5.

**** Классы 2–5.

***** Класс 5.

Номенклатура выпускаемых автомобильных бензинов по ГОСТ Р 51105, соответствующих экологическому классу Евро-2, состоит из бензинов марок Нормаль-80, Регуляр-92, Премиум-95 и Супер-98 (цифры в марках – минимальные значения октановых чисел по исследовательскому методу).

С 1 января 2011 г. ГПЗ производит автомобильные бензины по ГОСТ Р 51866 марок Регуляр Евро-92, Премиум Евро-95 и Супер Евро-98, соответствующих экологическому классу Евро-3. С 1 января 2012 г. запланирован переход к выпуску автомобильных бензинов экологического класса Евро-4, а с 1 января 2015 г. – автомобильных бензинов экологического класса Евро-5.

3.5. Дизельное топливо

Дизельное топливо является одним из самых массовых моторных топлив для наземного (автомобили, тракторы, тепловозы, большинство сухопутной боевой техники и др.) и водного транспорта.

Газоперерабатывающий завод ООО «Газпром добыча Астрахань» с 2009 г. выпускает летнее дизельное топливо вида II (содержание общей серы – не более 0,05 % масс.) по ГОСТ 305-82 (топливо соответствует экологическому классу Евро-2). Для повышения смазывающей способности в него добавляется присадка «Kerokorr LA 99C».

С 1 июля 2006 г. введен в действие ГОСТ Р 52368 (ЕН 590:2004). Для обеспечения требований этого стандарта и требований технического регламента «О требованиях к автомобильному и авиационному бензину, дизельному и судовому топливу, топливу для реактивных двигателей и топочному мазуту» на ГПЗ предусмотрен поэтапный переход к выпуску дизельного топлива экологических классов трёх видов – с содержанием серы не более 350 (Евро-3), 50 (Евро-4) и 10 (Евро-5) мг/кг (табл. 3.6). Содержание полициклических ароматических углеводородов во всех трёх видах не превышает 11 % масс.

Таблица 3.6

Требования к характеристикам дизельного топлива

Наименование	Норма			
	Евро-2	Евро-3	Евро-4	Евро-5
Массовая доля серы, мг/кг, не более	500	350	50	10
Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже: дизельного топлива, за исключением дизельного топлива для арктического климата дизельного топлива для арктического климата	40 30			
Фракционный состав: 95 % об. перегоняется при температуре, °С, не выше	360			
Массовая доля полициклических ароматических углеводородов, %, не более	–	11		
Цетановое число, не менее: для дизельного топлива для холодного и арктического климата, не менее	45 –	51 47		
Предельная температура фильтруемости, °С, не выше: дизельного топлива для холодного климата дизельного топлива для арктического климата	–20 –38			
Смазывающая способность, мкм, не более	460			

По климатическим условиям применения дизельное топливо экологических классов Евро-3, 4, 5 подразделяется на 6 сортов (А, В, С, D, Е, F) для умеренного климата и на 5 классов (0, 1, 2, 3, 4) для холодного и арктического климата.

3.6. Котельное топливо

Газовый конденсат Астраханского ГКМ содержит фракции, выкипающие выше 350 °С, поэтому на ГПЗ ООО «Газпром добыча Астрахань» из него производят котельные топлива: топливо нефтяное – мазут марки топочный 100, VII вида, малозольный с температурой застывания 35 °С по ГОСТ 10585-99 и топливо газоконденсатное – мазут ГКТ марки 100 ГКТ с присадкой «Дарсан-Н» по ТУ 0252-060-05780913-98. Присадка «Дарсан-Н» добавляется в товарный мазут ГКТ для связывания сероводорода и летучих меркаптанов.

Требования к топливам газоконденсатным – мазутам ГКТ – приведены в табл. 3.7.

Таблица 3.7

Требования к топливу газоконденсатному – мазутам ГКТ (ТУ 0252-060-05780913-98)

Наименование показателей	Норма для марок	
	40 ГКТ	100 ГКТ
Вязкость при 80 °С, не более: условная, градусы ВУ соответствующая ей кинематическая, м ² /с (сСт)	8,0 59,0·10 ⁻⁶ (59,0)	10,0 74,0·10 ⁻⁶ (74,0)
Зольность, %, не более, для мазута: малозольного зольного	0,04 0,10	0,05 0,10
Массовая доля механических примесей, %, не более	0,5	0,2
Массовая доля воды, %, не более	1,0	0,5
Содержание водорастворимых кислот и щелочей	Отсутствует	
Массовая доля серы, %, для мазута высокосернистого	2,7	
Содержание сероводорода	Не нормируется, определение обязательно	
Температура вспышки в открытом тигле, °С, не ниже	90	120
Температура застывания, °С, не выше	25	35
Теплота сгорания (низшая) в пересчёте на сухое топливо (небраковочная), кДж/кг, не менее	40 500	41 868
Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется, определение обязательно	

В соответствии с техническим регламентом «О требованиях к автомобильному и авиационному бензину, дизельному и судовому топливу, топливу для реактивных двигателей и топочному мазуту» установлены новые требования к массовому содержанию в топочных мазутах сероводорода: до 31.12.2014 г. – не более 0,002 % масс., а с 01.01.2015 г. – не более 0,001 % масс. Общей серы в этом нефтепродукте должно содержаться не более 3,5 % масс.

3.7. Сжиженные углеводородные газы

Извлекаемая из природного газа и нестабильного газового конденсата (при его стабилизации) широкая фракция лёгких углеводородов (ШФЛУ) на ГПЗ ООО «Газпром добыча Астрахань» используется для производства по ГОСТ Р 52087-2003 углеводородных сжиженных топливных газов марок ПА (пропан автомобильный), ПБА (пропан-бутан автомобильный) и ПБТ (пропан-бутан технический). Требования к показателям качества этих газов приведены в табл. 3.8.

Таблица 3.8

Требования к показателям качества газов углеводородных сжиженных топливных (ГОСТ Р 52087-2003)

Наименование показателей	Норма для марки		
	ПА	ПБА	ПБТ
Массовая доля компонентов, %:			
сумма пропана и пропилена, не менее	–	–	–
в том числе пропана	85±10	50±10	–
сумма бутанов и бутиленов, не более	–	–	60
сумма непредельных углеводородов, не более	6	6	–
Объёмная доля жидкого остатка при 20 °С, %, не более	0,7	1,6	
Давление насыщенных паров, избыточное, МПа, при температуре:			
+45 °С, не более	1,6		
–20 °С, не менее	–	0,07	–
–30 °С, не менее	0,07	–	–
Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, %, не более	0,01	0,01	0,013
в том числе сероводорода, не более	0,003		
Содержание свободной воды и щёлочи	Отсутствует		
Интенсивность запаха, баллы, не менее	3		

Сжиженные углеводородные газы трёх марок могут производиться также по ГОСТ 20448-90: ПТ (пропан технический), СПБТ (смесь пропана и бутана технических) и БТ (бутан технический).

3.8. Стабильный газовый конденсат

Как уже отмечалось, при остановке производства по переработке газового конденсата или при его получении больше, чем мощность перерабатывающего производства, стабильный газовый конденсат может реализовываться как товарный продукт. Требования к качеству стабильного газового конденсата приведены в табл. 3.9.

Требования к показателям качества стабильного газового конденсата (ОСТ 51.65-80)

Наименование показателей	Норма для групп	
	I	II
Давление насыщенных паров, Па (мм рт. ст.), не более: в зимний период в летний период	93 325 (700) 66 661 (500)	93 325 (700) 93 325 (700)
Массовая доля воды, %, не более	0,1	0,5
Массовая доля механических примесей, %, не более	0,005	0,05
Масса хлористых солей, мг/л, не более	10	Не нормируется
Массовая доля общей серы, %	Не нормируется, определение по требованию потребителя	
Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется, определение обязательно	

П р и м е ч а н и е . Летний период – с 1 апреля по 30 сентября. Зимний период – с 1 октября по 31 марта.

Норма по давлению насыщенных паров установлена исходя из предупреждения образования газовых пробок в конденсатопроводах и потерь от испарения при хранении газового конденсата в резервуарах или при его транспортировке.

Содержание воды ограничено из-за увеличения непроизводительных затрат при транспортировке и хранении обводнённого конденсата, а также из-за повышенной коррозионной активности воды.

Механические примеси приводят к эрозии аппаратуры и оборудования движущимся потоком газового конденсата, забивке фильтров и другого оборудования, уменьшению пропускной способности трубопроводов и др.

Наличие большого количества хлоридов в конденсатах приводит к их выпадению на стенках аппаратов и трубопроводов, забивке теплообменной аппаратуры, выходу из строя датчиков и исполнительных механизмов контрольно-измерительных приборов и автоматики, а также к усиленной хлористо-водородной коррозии, которая может наблюдаться при одновременном присутствии сероводорода и воды.

Определение плотности газового конденсата необходимо для пересчёта его количества из объёмных единиц измерения в массовые и наоборот.

3.9. Широкая фракция лёгких углеводородов

Поскольку широкая фракция лёгких углеводородов (ШФЛУ) является товарным продуктом, она должна отвечать требованиям, приведённым в табл. 3.10, даже при невозможности переработки непосредственно на блоке очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731 ГПЗ ООО «Газпром добыча Астрахань».

Требования к показателям качества ШФЛУ

Наименование показателей	Марка		
	А	Б	В
Углеводородный состав, % масс.:			
С ₁ + С ₂ , не более	3	5	—
С ₃ , не менее	15	—	—
С ₄ + С ₅ , не менее	45	40	35
С ₆₊ выше, не более	11	25	50
Содержание сероводорода в пересчёте на серу, масс. %, не более	0,003		
Содержание взвешенной воды	Отсутствует		
Содержание щёлочи			
Внешний вид	Бесцветная прозрачная жидкость		

Содержание в ШФЛУ лёгких углеводородов – метана и этана – устанавливают, исходя из необходимости ограничения давления насыщенных паров из-за условий транспортирования и хранения (предупреждение образования газовых пробок и уменьшение потерь от испарения).

Контрольные вопросы

1. Назовите товарную продукцию, которую выпускает Астраханский ГПЗ.
2. Назовите номенклатуру автомобильных бензинов, выпускаемых Астраханским ГПЗ.
3. Какие марки дизельных топлив может производить Астраханский ГПЗ?
4. Какие марки котельных топлив производит Астраханский ГПЗ?
5. Какие марки сжиженных углеводородных газов может производить Астраханский ГПЗ?
6. В каких случаях Астраханский ГПЗ производит стабильный газовый конденсат как товарную продукцию?
7. Какие марки технической серы может производить Астраханский ГПЗ?
8. Какими отличительными особенностями обладает пластовая смесь Астраханского газоконденсатного месторождения?

4. ОБЩАЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА ЗАВОДА

Технологическая схема ГПЗ ООО «Газпром добыча Астрахань» состоит из двух одинаковых параллельных очередей по переработке газа проектной мощностью 6 млрд $\text{м}^3/\text{год}$ каждая и одной очереди по переработке газового конденсата проектной мощностью 3 млн т/год. Блок-схема завода приведена на рис. 4.1. Каждая из очередей по переработке газа состоит из следующих установок:

- сепарации пластового газа высокого давления (У-71);
- сероочистки газа сепарации раствором диэтаноламина (У-72);
- осушки и отбензинивания очищенного газа (У-74);
- производства серы и доочистки отходящих газов (У-51);
- очистки и компримирования газов выветривания конденсата (У-41);
- комбинированная установка У-20, состоящая из установки стабилизации газового конденсата (У-21) и установки обработки пластовой воды (У-22).

Каждая очередь по переработке газа состоит из четырёх идентичных технологических линий (ниток) на установках У-71, У-72 и У-51, двух идентичных технологических линий (ниток) на установках У-20, У-41 и У-74 и одной технологической линии (нитки) на установке У-65.

Производство по переработке газового конденсата включает в себя следующие установки:

- электрообессоливающую – для обессоливания и обезвоживания газового конденсата (ЭЛОУ);
- комбинированную, включающую установку атмосферной перегонки, блок вторичной перегонки гидроочищенной широкой фракции газового конденсата н. к.-350 °С, газофракционирующую установку и установку очистки пропан-бутановой фракции по методу «Мерокс» (У-1.731);
- установку гидроочистки широкой фракции газового конденсата н. к.-350 °С (У-732);
- каталитического риформинга гидроочищенной бензиновой фр. н. к.-180 °С (У-734).

Кроме того, в перерабатывающий комплекс входят:

- установка сжигания производственных отходов (У-65);
- три установки грануляции серы (разной модификации);
- установка автоматического налива жидкой серы;
- установка механизированной погрузки твёрдой серы;
- установка замерного узла товарного газа (У-75);
- факельное хозяйство;
- склад светлых нефтепродуктов (16 резервуаров по 10 000 м^3);
- склад сжиженных газов (40 буллитов по 200 м^3);
- три наливные эстакады светлых нефтепродуктов на 150 стояков;
- подземные хранилища нестабильного конденсата и нефтепродуктов.

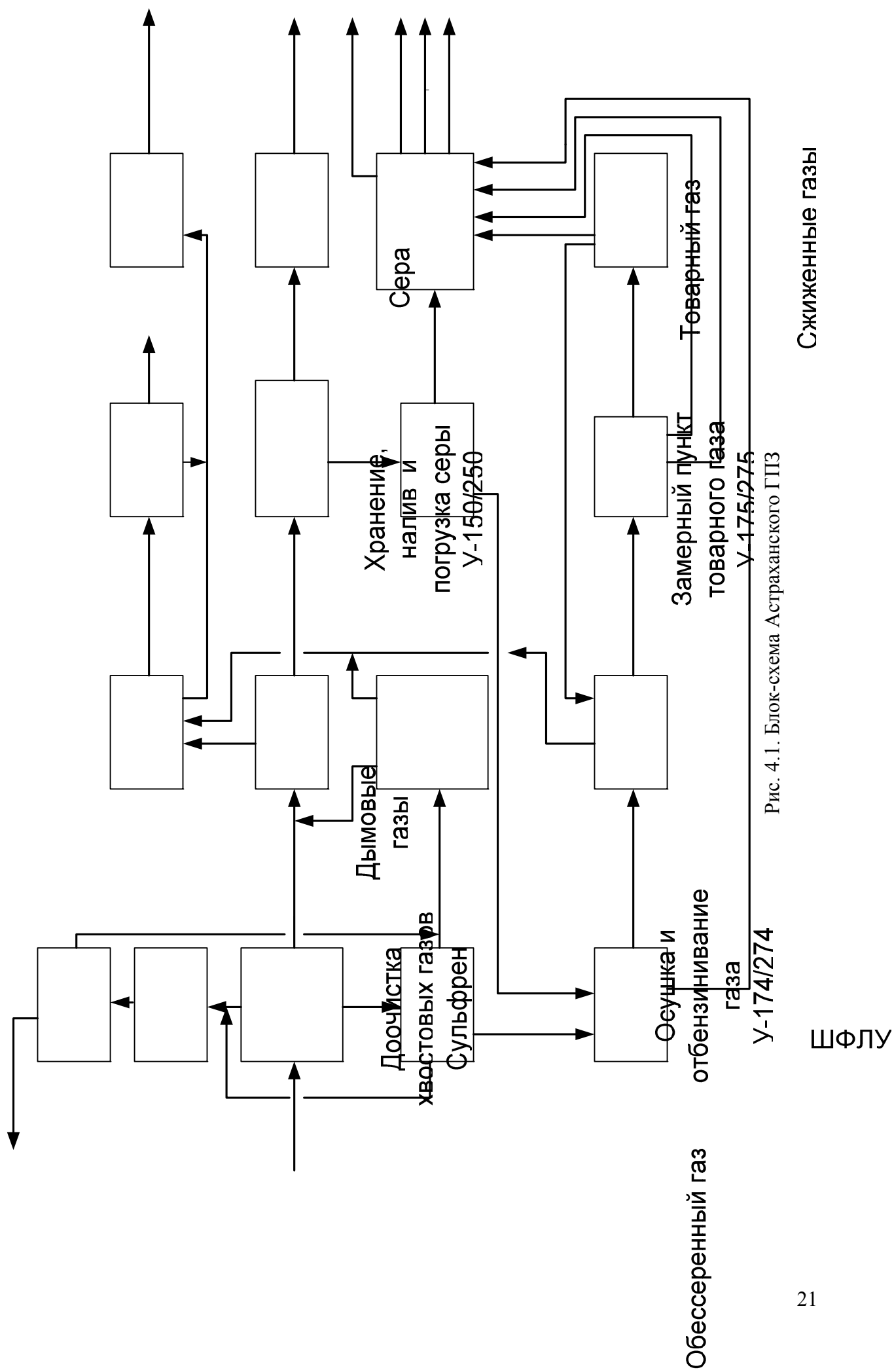


Рис. 4.1. Блок-схема Астраханского ГПЗ

Технологическая схема завода по переработке газа позволяет варьировать производительность в очень широком диапазоне (от 1,5 до 12 млрд $\text{м}^3/\text{год}$). Технологическая схема по переработке газового конденсата, наоборот, имеет очень жёсткие взаимосвязи, и невозможно приостановить одну установку, например, на ремонт, без остановки всего производства по переработке газового конденсата.

Контрольные вопросы

1. Сколько очередей включают технологические схемы по переработке газа и газового конденсата?
2. Какие технологические установки входят в комплекс Астраханского завода по переработке газа и газового конденсата?
3. В каком диапазоне может варьироваться производительность Астраханского ГПЗ по переработке газа?
4. Какие вспомогательные установки, участки и узлы имеются на Астраханском ГПЗ?

5. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ УСТАНОВКИ ПЕРЕРАБОТКИ ПРИРОДНОГО ГАЗА

5.1. Сепарация пластового газа высокого давления (У-71)

Установки У-71 предназначены для разделения добываемого на промысле пластового газа высокого давления на газ, газовый конденсат и попутную воду. Производительность каждой установки составляет номинально 6 млрд м^3 отсепарированного газа в год.

Установки сепарации пластового газа высокого давления У-71 выполнены по проектам и рабочим чертежам французской фирмы «Текнип» (Париж). Привязка установки к межцеховым коммуникациям выполнена институтом «ЮжНИИГИПРОгаз» (Донецк). Для управления технологическим процессом на установке с 2001 г. применяется программно-технический комплекс фирмы «Foxboro» (США).

5.1.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установок У-71 (и сырьём завода) является пластовый газ высокого давления (или пластовая газожидкостная смесь – ГЖС), состоящий из газообразных и жидких углеводородов, пластовой воды и сероорганических соединений. Основные показатели качества сырья приведены в табл. 5.1.

Таблица 5.1

Основные показатели качества продукции установки У-71

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Газ сырой отсепарированный	Плотность при 20 °С, кг/м^3	1,025–1,098
	Компонентный состав, % об.:	
	метан	50,0–62,0
	этан	1,6–3,9
	пропан	0,6–2,4
	бутан	0,2–0,9
	пентан	0,1–0,6
Конденсат газовый нестабильный	гексан	0,01–0,6
	Содержание, % об.:	
	суммы тяжёлых углеводородов C_{5+}	0,1–5,7
	азота	0,1–5,5
	диоксида углерода	9,8–16,0
	сероводорода	22,0–29,0
	меркаптановой серы, мг/дм^3	0,4–0,6
Конденсат газовый нестабильный	Компонентный состав, % об.:	
	сумма углеводородов C_{5+}	25,0–45,0
	азот	0,1–1,9
	диоксид углерода	5,0–10,0
	сероводород	24,0–47,0
	меркаптановая сера	0,1–0,6

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Пластовая вода	Содержание, мг/дм ³ , не более:	
	хлористых солей	10
	воды	15
	ингибитора коррозии Додиген 4482–1	300
	Компонентный состав, % об.:	
	вода	97,06
	сероводород	2,34
	диоксид углерода	0,52
	азот	0,01
	метан	0,07
	Плотность при 20 °С, г/см ³	1,060
	Общее содержание солей (в основном гидрокарбонат натрия), г/дм ³	100–120
	Содержание органических кислот, мг/дм ³ :	
	муравьиной	150
	уксусной	133,5
	масляной и пропионовой	43,3
	Содержание ионов, % экв./дм ³ :	
	K ⁺ + Na ⁺	46,7
	Ca ²⁺	2,06
	Mg ²⁺	1,24
	Cl ⁻	44,95
	SO ₄ ²⁻	0,53
	HCO ₃ ⁻	1,48
	HS ⁻ + H ₂ S	3,04
	NH ₄ ⁺ , Br ⁻ , CO ₂ , Na ⁺ , Cl ⁻	Следы

Целевой продукцией установок является:

- сырой отсепарированный газ, подаваемый затем на установки очистки газа от кислых компонентов У-72;
- нестабильный газовый конденсат, подаваемый на дальнейшую переработку на установки стабилизации конденсата У-21;
- пластовая вода, которая идёт на дальнейшую обработку на установки фильтрации вод и сжигания промышленных отходов У-65;
- отсепарированный газ продувки скважин и отсепарированный газ стабилизации из подземного хранилища, который поступает на установки У-41.

5.1.2. Принципиальная технологическая схема

Установки сепарации пластового газа высокого давления У-71 состоят из четырёх идентичных технологических линий разделения ГЖС и общего оборудования узлов сепарации газов продувок скважин, сепарации пластовой воды, рекуперации, сбора парового конденсата, подачи метанола и подачи ингибитора коррозии.

На рис. 5.1 приведена принципиальная технологическая схема одной технологической линии установок У-71.

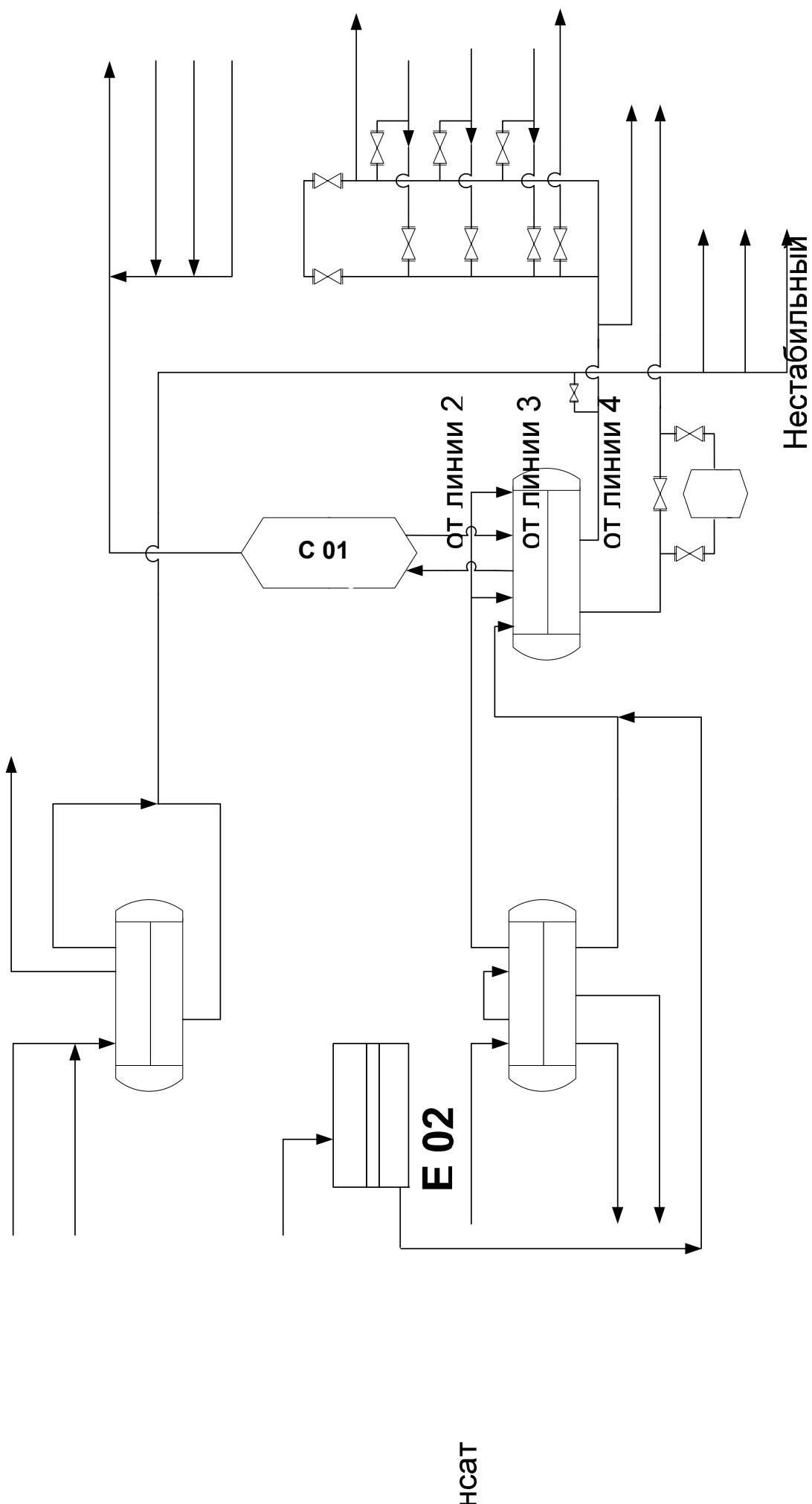


Рис. 5.1.1. Принципиальная технологическая схема установки сепарации пластового газа высокого давления У-71:
ПХ – подземные хранилища

С целью упрощения на схеме не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и других аппаратов одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Пластовый газ от установок предварительной подготовки газа (УППГ), расположенных на промысле, поступает в буферную ёмкость В01 со следующими параметрами: давление – до 6,9 МПа, температура – не менее 30 °С. В буферной ёмкости В01 происходит первичное выделение жидкой фазы из потока пластового газа. Выделенная жидкость по мере накопления отводится в верхнюю часть трёхфазного сепаратора В02. В сепараторе В02 происходит разделение жидкости на три фазы: сырой газ, углеводородный газовый конденсат и пластовую воду. Сырой газ из сепаратора В02 поступает в нижнюю часть колонны С01. Колонна С01 оборудована 34-мя центробежными циклонами батарейного типа, смонтированными на горизонтальной тарелке. Уносимая газом из сепаратора В02, капельная жидкость улавливается в циклонах, накапливается на полотне тарелки; избыток жидкости сливается с полотна тарелки в кубовую часть колонны С01, а затем самотёком – в ёмкость В02.

Жидкая фаза в трёхфазном сепараторе В02 подвергается разделению на углеводородный конденсат и пластовую воду. Для более качественного разделения сепаратор оборудован успокоителями. Углеводородный конденсат, отстоявшийся от пластовой воды, отводится на установку стабилизации конденсата У-21 или на подземное хранение.

Отстоявшаяся пластовая вода с низа сепаратора В02 для очистки от механических примесей проходит фильтр F01 и выводится на установку У-65 для дальнейшей обработки. Фильтр F01 снабжён съёмным корзинчатым элементом и предназначен для удержания крупных механических частиц, находящихся во взвешенном состоянии в пластовой воде.

Сепаратор В06 предназначен для отделения жидкости от газа стабилизации конденсата подземных хранилищ, газа продувки скважин промысла, а также для приёма кислого газа и углеводородного конденсата из В07.

На установках предусмотрены подача метанола для предотвращения образования гидратов в технологических трубопроводах, аппаратах, приборах, а также для разрушения уже образовавшихся гидратных пробок, и впрыск ингибитора коррозии, который предназначен для защиты внутренней поверхности аппаратов и трубопроводов от коррозии. Из ёмкости Т01 ингибитор коррозии подают в трубопровод подачи жидкой фазы из сепаратора В01 в сепаратор В02.

5.1.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки У-71 приведены в табл. 5.2.

Нормы технологического режима основных аппаратов установки У-71

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Ёмкость В01	Расход пластовой смеси, м ³ /ч, не более	182,5
	Давление пластовой смеси, МПа, не более	6,9
	Уровень, % шкалы прибора	40–80
Сепаратор В02	Расход, м ³ /ч, не более: нестабильного конденсата пластовой воды	178,6 5,0
	Давление, МПа, не более	6,6
	Температура нестабильного конденсата, °С, не ниже	30
	Уровень, % шкалы прибора: конденсата пластовой воды	40–80 »
Колонна С01	Расход отсепарированного газа, нм ³ /ч, не более	215–625
	Давление, МПа, не более	6,6
	Температура отсепарированного газа, °С, не ниже	30
Сепаратор В06	Давление, МПа, не более	2,1
	Уровень, % шкалы прибора	40–80

Конкретный технологический режим работы установки У-71 выбирается в зависимости от производительности и состава пластовой смеси.

5.2. Очистка газа сепарации от кислых компонентов раствором диэтанолamina (У-72)

Установки У-72 предназначены для очистки сырого отсепарированного газа, поступающего с установок У-71, от сероводорода, диоксида углерода и части сероорганических соединений водным раствором диэтанолamina 33–42 %-й концентрации.

Проектная документация установок У-72 разработана французской фирмой «Текнип» (Париж). Привязка установки к межцеховым коммуникациям и общезаводским сетям выполнена институтом «ЮжНИИГИПРОгаз» (Донецк).

5.2.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установок У-72 является:

- сырой отсепарированный газ с установок У-71, имеющий температуру до 39 °С и давление до 6,5 МПа;
- компримированный газ с установок У-41 с температурой до 50 °С и давлением до 6,5 МПа;
- газ регенерации цеолитов установок У-74 с температурой до 58 °С и давлением до 6,5 МПа.

Очищенный газ установок У-72 направляют на установки осушки и отбензинивания газа У-74, кислые газы – на установки получения серы У-51, экспанзерные газы (газы расширения) – на установки промывки и компримирования газа среднего давления У-41.

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-72, а также диэтанолamina и пеногасящих реагентов приведены в табл. 5.3.

Таблица 5.3

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-72

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Газ сырой отсепарированный с установок У-71	Плотность при 20 °С, кг/м ³	1,025–1,098
	Компонентный состав, % об.:	
	метан	50,0–62,0
	этан	1,6–3,9
	пропан	0,6–2,4
	бутан	0,2–0,9
	пентан	0,1–0,6
	гексан	0,01–0,6
Газ компримированный с установок У-41	Содержание, % об.:	
	тяжёлых углеводородов C ₅₊	0,1–5,7
	азота	0,1–5,5
	диоксида углерода	9,8–16,0
	сероводорода	22,0–29,0
	меркаптановой серы, мг/дм ³	0,4–0,6
	Компонентный состав, % об.:	
Газ регенерации цеолитов с установок У-74	вода	0,1
	сероводород	0,3
	диоксид углерода	2,4
	азот	1,4
	метан	73,49
	этан	6,89
	пропан	7,92
	бутан	5,5
	пентан	1,2
	углеводороды C ₆₊	0,2
	меркаптаны	0,6
Газ регенерации цеолитов с установок У-74	Компонентный состав, % об.:	
	вода	0,22
	диоксид углерода	0,02
	азот	4,40
	метан	89,30
	этан	2,88
	пропан	1,73
	бутан	0,60
	пентан	0,49
	углеводороды C ₆₊	0,30
	меркаптаны	0,06

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Продукция		
Газ очищенный (обессеренный)	Содержание, не более: диоксида углерода, % об. сероводорода, г/м ³	0,02 0,012
Газы кислые	Компонентный состав, % об.: вода сероводород диоксид углерода метан меркаптаны	5,74 55,56 37,68 1,0 0,02
Газы экспанзерные (газы расширения)	Компонентный состав, % об.: вода сероводород диоксид углерода азот метан этан пропан сернистые соединения (без сероводорода)	3,53 33,10 33,64 0,67 27,95 0,88 0,14 0,09
Реагенты		
Диэтаноламин	Внешний вид	Жидкость или жёлтые кристаллы
	Массовая доля этаноламинов, %, не менее	98,0
	Показатель преломления, предел	1,477–1,479
	Температура кристаллизации, °С, не ниже	25,7
	Растворимость в воде	Без ограничений
Пеногаситель Силоктрим TM	Внешний вид	Вязкая жидкость от серого до коричневого цвета
	Содержание механических примесей	Отсутствует
	Условная вязкость, с, не более	200
	Температура кипения, °С, не ниже	160
	Реакция среды pH	6–8
	Пеногасящая способность	Выдерживает
Антивспениватель Силоктрим КПП А/В TM	Внешний вид	Вязкая жидкость от серого до коричневого цвета
	Содержание механических примесей	Отсутствует
	Условная вязкость, с, не более	200
	Температура кипения, °С, не ниже	160
	Реакция среды pH	6–8
	Пеногасящая способность	Выдерживает

С 1 января 2013 г. содержание сероводорода в обессеренном газе не должно превышать 0,007 г/м³.

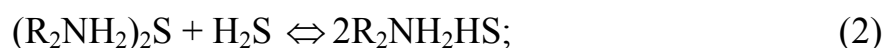
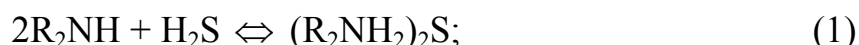
5.2.2. Принципиальная технологическая схема

Производительность одной линии каждой установки У-72 по сырому отсепарированному газу на входе составляет номинально $1,57 \cdot 10^9$ $\text{м}^3/\text{год}$. Для управления технологическим процессом установок с 2001 г. применяется программно-технический комплекс фирмы «Foxboro» (США).

Реакции процесса очистки газа являются экзотермическими и обратимыми в зависимости от давления и температуры. Низкая температура и высокое давление способствуют абсорбции сероводорода и диоксида углерода.

Химизм поглощения (хемосорбции) кислых компонентов (сероводорода, диоксида углерода и серооксида углерода) диэтаноламином описывается следующими реакциями:

а) сероводород:



б) диоксид углерода:



в) серооксид углерода (гидролиз):

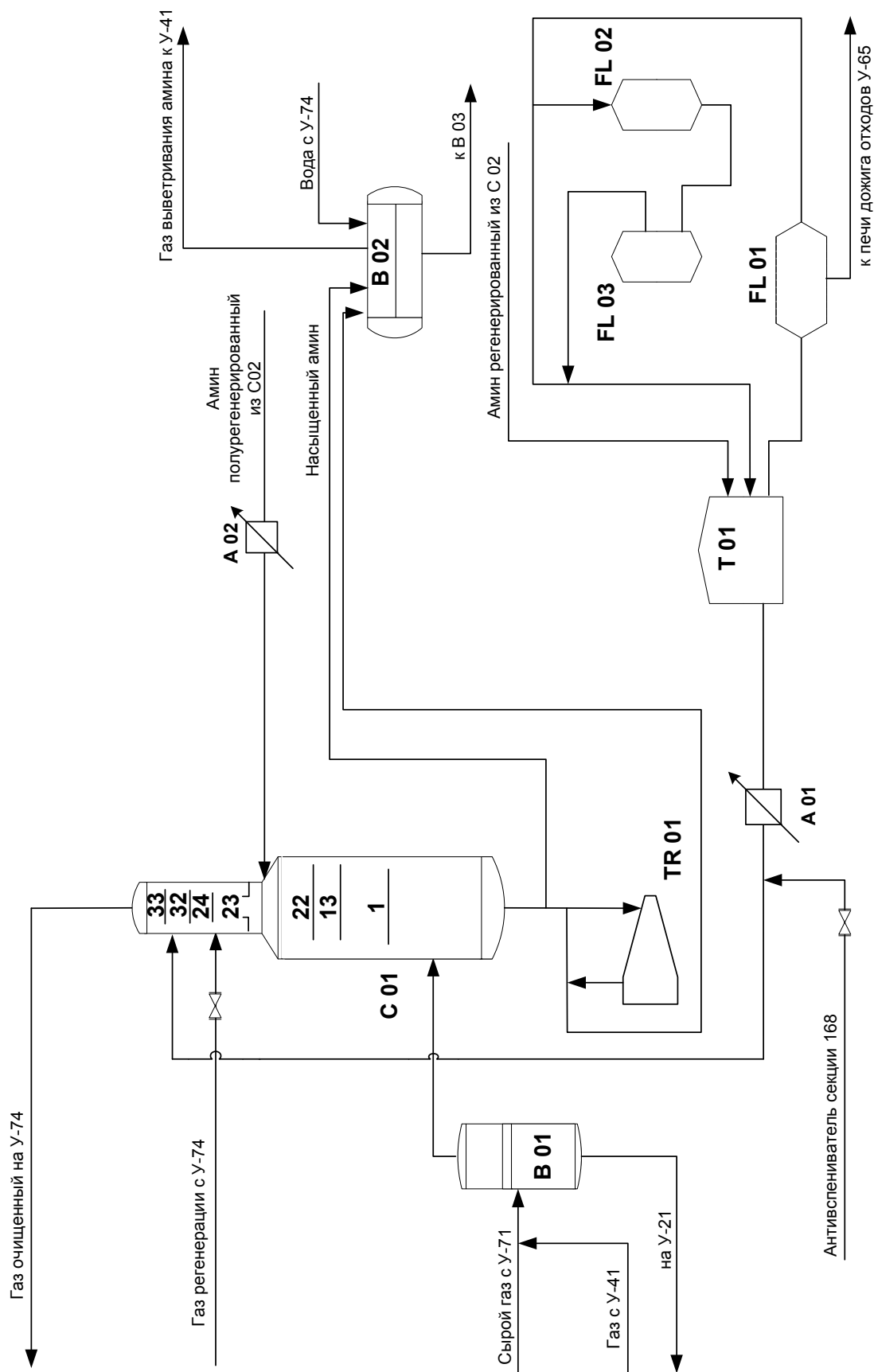


В реакциях (1–5) R обозначает радикал ($\text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH}-$).

Реакция (5) протекает медленно, поэтому для увеличения скорости гидролиза серооксида углерода на тарелках абсорбера (с 23-й по 13-ю) поддерживается температура порядка 70°C .

Принципиальная технологическая схема установки У-72 приведена на рис. 5.2а (блок абсорбции) и 5.2б (блок десорбции). С целью упрощения на них не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Газы с установок У-71 и У-41 содержат наибольшее количество кислых компонентов, и поэтому их перерабатывают на установках У-72 совместно: подают в сепаратор В01, где осуществляется сепарация газа от конденсата и влаги, а затем направляют в нижнюю часть абсорбера С01 под первую тарелку. Газ регенерации установки У-74 подаётся в среднюю часть абсорбера С01 под 24-ю тарелку. Рабочие параметры ёмкости В01: давление – до 6,5 МПа, температура – до 35°C . Ёмкость В01 оснащена центробежным завихрителем, способствующим лучшей сепарации. Внутренняя поверхность сепаратора защищена антикоррозионным покрытием. Днище сепаратора снабжено паробогрователем.



a

Рис. 5.2. Принципиальная технологическая схема установки очистки природного газа от кислых компонентов У-72: *a* – блок абсорбции

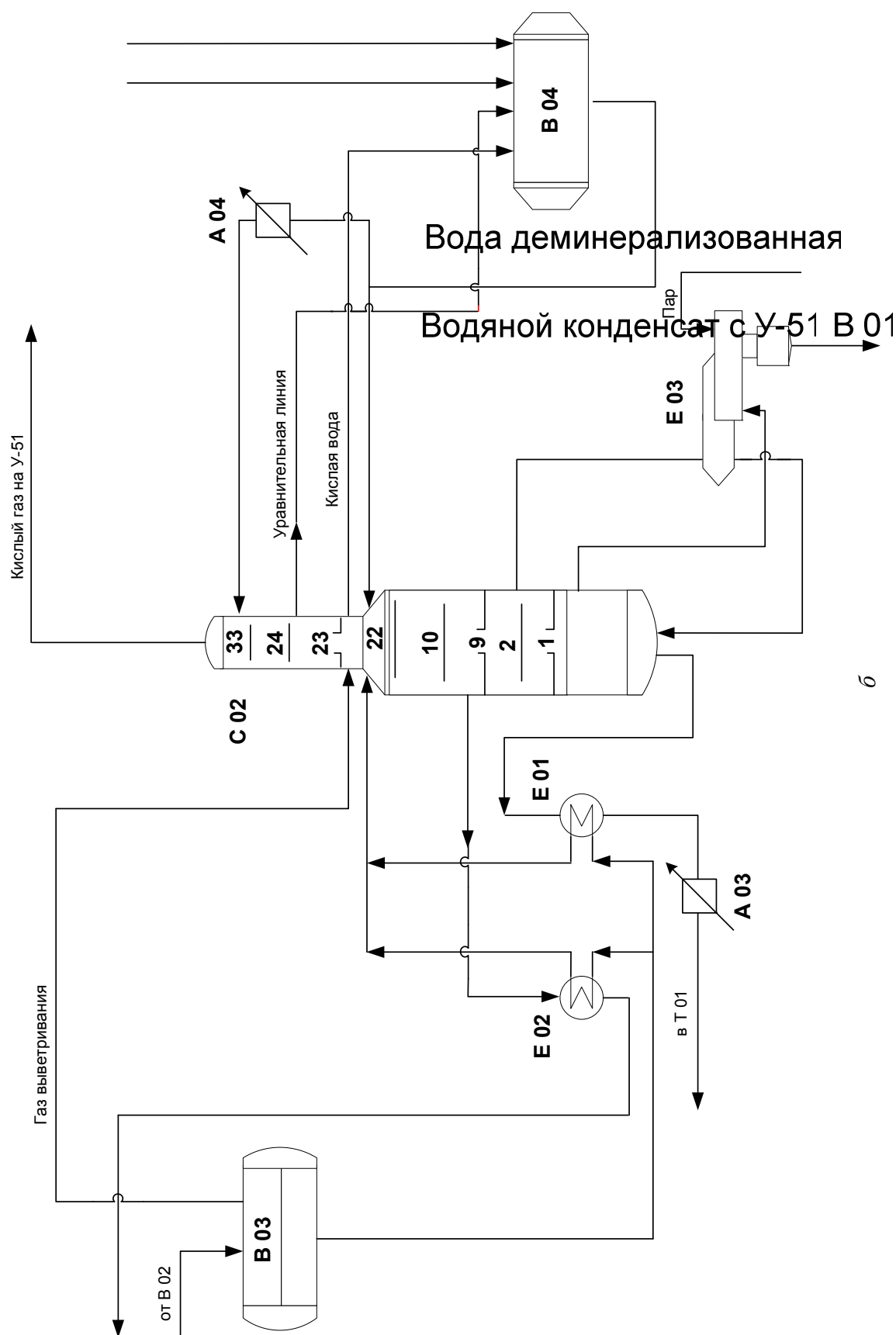


Рис. 5.2. Принципиальная технологическая схема установки очистки природного газа от кислых компонентов У-72: б – блок десорбции

Сырой газ, отсепарированный от газового конденсата, в количестве 81,562–225,712 тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$ подаётся под 1-ю тарелку абсорбера C01. Рабочие условия абсорбера: избыточное давление – до 6,45 МПа, температура в верхней части – до 49 °С, в кубовой части – до 92 °С.

Обессеренный газ в количестве 57,221–151,275 тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$ выходит из верхней части абсорбера C01 и поступает на установку У-74.

Абсорбер C01 оснащён 32-мя ситчатыми тарелками; 33-я тарелка (верхняя) имеет центробежную конструкцию и служит каплеотбойником для предотвращения уноса жидкости с газом. Тарелки 1–23 являются четырёхсекционными, тарелки 24–32 – двухсекционными.

Подача раствора амина в абсорбер производится на двух уровнях двумя потоками разной концентрации. На 32-ю тарелку подаётся регенерированный раствор амина в количестве до 443 $\text{м}^3/\text{ч}$ с температурой до 50 °С. Полурегенерированный раствор амина подаётся в абсорбер на 22-ю тарелку в количестве до 1 100 $\text{м}^3/\text{ч}$. Такая схема подачи растворов амина позволяет достичь в верхней части абсорбера C01 тонкой очистки газа от сероводорода и диоксида углерода, а в средней части – абсорбировать большую часть кислых компонентов. Кроме того, преимущество такой разветвлённой схемы заключается также в разгрузке верхней части абсорбера по жидкости для уменьшения диаметра абсорбера и в сокращении потребления водяного пара в рибойлерах для регенерации раствора амина.

В средней зоне абсорбера смонтированы две линии для перетекания раствора амина с 23-й на 13-ю тарелку, что позволяет создать в абсорбере C01 температуру, способствующую гидролизу серооксида углерода.

Насыщенный кислыми компонентами раствор амина из куба абсорбера C01 направляют в ёмкость расширения амина (экспанзерную ёмкость) B02, которая предназначена для отделения газовой фазы, выделяющейся из насыщенного раствора амина за счёт снижения давления. Кроме того, в эту ёмкость поступает вода промывки с установки У-74. Рабочее давление в ёмкости составляет до 1,7 МПа, температура – до 92 °С. Предусмотрено два варианта подачи насыщенного раствора амина в ёмкость B02:

- а) из куба абсорбера C01 непосредственно в ёмкость B02;
- б) из куба абсорбера C01 через гидротурбину TR01 в ёмкость B02.

Газы расширения из ёмкости B02 выводят на установки У-41.

Насыщенный раствор амина из ёмкости B02 направляют в ёмкость вторичного расширения (выветривания) B03. В этой ёмкости рабочее давление составляет 0,11 МПа, температура – 80 °С.

Газы расширения из ёмкости B03 направляют для нагрева через теплообменники «амин-амин» E01 и E02 и далее – в регенератор (десорбер) C02 под 23-ю тарелку.

Регенератор (десорбер) C02 оснащён 33-мя клапанными тарелками.

Полурегенерированный раствор амина с 9-й тарелки регенератора С02 поступает последовательно в теплообменник Е02 и холодильник воздушного охлаждения А02, и с температурой не выше 65 °С его подают на 22-ю тарелку абсорбера С01.

Регенерированный раствор амина из куба С02 поступает последовательно в теплообменник Е01 и аппарат воздушного охлаждения А03, и с температурой до 70 °С его направляют в ёмкость хранения регенерированного раствора амина Т01. Регенерированный раствор амина из ёмкости хранения Т01 подают в аппараты воздушного охлаждения А01, где его охлаждают до 44–50 °С, и далее – на 32-ю тарелку абсорбера С01. Для дополнительного охлаждения регенерированного раствора амина в ёмкости Т01 имеется контур циркуляции раствора из этой ёмкости через холодильник воздушного охлаждения и блок фильтрации обратно в Т01 (на рис. 5.2 этот контур не показан).

Кислый газ в количестве до 75,0 тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$, десорбированный из насыщенного раствора амина, выходит из верхней части регенератора С02, и с температурой примерно 50 °С его направляют на установки получения серы У-51.

Для поддержания необходимой (не выше 60 °С) температуры верха регенератора С02 и предотвращения уноса жидкости предусмотрена система орошения, действующая следующим образом. Кислая вода с 23-й тарелки регенератора С02 перетекает в рефлюксную ёмкость (ёмкость орошения) В04, откуда её направляют двумя потоками в регенератор С02: первый поток проходит холодильник воздушного охлаждения А04, где охлаждается до 55 °С, и далее – в регенератор на 33-ю тарелку, а второй поток направляют мимо холодильников на 22-ю тарелку регенератора С02. В ёмкость В04 поступает также кислая вода с установки У-51.

Для поддержания необходимой температуры низа (до 129 °С) регенератора С02 предусмотрено четыре идентичных ребойлера Е03, которые можно включать в работу как параллельно, так и последовательно попарно.

Для предотвращения попадания кислорода воздуха в ёмкость Т01, вступающего в реакцию с амином, предусмотрена подача азота. Внутри ёмкости смонтировано сливное устройство для вывода углеводородов, накопившихся на поверхности амина, в шламовую яму (на рис. 5.2 она не показана). Для этой же цели с наружной стороны ёмкости Т01 также смонтировано сливное устройство в шламовую яму, состоящее из трёх точек отбора по высоте аппарата.

Увеличение содержания твёрдых примесей и углеводородов в системе циркуляции раствора амина вызывает его вспенивание на контактных тарелках абсорбера С01 и, как следствие, его большие потери и снижение производительности установки по очищенному газу. Поэтому часть циркулирующего в системе раствора амина (до 10 % от его общего расхода – 150 $\text{м}^3/\text{ч}$) подвергается фильтрации следующим образом. Раствор амина из ёмкости Т01 очищают в фильтре предварительной очистки FL01, в качестве которого

используется фильтр конструкции «Геркулес» с намывным слоем целлюлозы марки «Dicasel». Этот фильтр предназначен для улавливания крупных частиц твёрдых примесей и продуктов коррозии. Далее фильтрованный от взвешенных механических примесей раствор амина разделяют на два потока: основной поток (90 %) рециркулирует в ёмкость T01, а второй (10 % или около 1 % от общего объёма раствора циркулирующего амина – 15 м³/ч) направляют через фильтр с активированным углём FL02, затем через фильтр тонкой очистки от угольной пыли FL03. Фильтр FL02 обеспечивает удаление из амина углеводородов, тяжёлых и смолистых пенообразующих веществ, попадающих в систему с сырьевым газом, и содержит активный уголь (например, марки AC-40). Фильтр FL03 имеет патронную конструкцию (в качестве фильтрующего элемента используется ткань «Бельдинг») и задерживает частицы активированного угля, увлечённые потоком раствора амина из фильтра FL02. Система фильтрации может работать и при полной остановке установки.

Для предупреждения вспенивания раствора амина на установке предусмотрена подача антивспенивателя в трубопровод регенерированного амина из ёмкости хранения T01 и (или) в трубопровод насыщенного раствора амина на входе в ёмкость вторичного расширения B03.

5.2.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установок У-72 приведены в табл. 5.4.

Таблица 5.4

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установок У-74

Наименование параметров		Значение
Сепаратор сырого газа B01	Давление, МПа	6,10–6,45
	Температура, °С, не выше	35
	Расход газа с У-41, нм ³ /ч, не более	10 086
	Уровень, % шкалы прибора	10–40
Абсорбер C01	Давление, МПа	6,10–6,45
	Перепад давления, МПа, не более	0,05
	Температура, °С:	
	газа регенерации с У-74, не выше	58
	обессеренного газа	45–55
	контрольной тарелки, не выше	72
	куба, не выше	92
	Расход, нм ³ /ч:	
	газа регенерации, не более	8 424
	обессеренного газа	57 221–151 275
	Расход, м ³ /ч:	
	раствора регенерированного амина	120–443
	раствора полурегенерированного амина	414–1 100
	Уровень, % шкалы прибора	30–70

Наименование параметров		Значение
Ёмкость расширения амина В02	Давление, МПа, не выше	1,7
	Расход газа расширения, $\text{нм}^3/\text{ч}$, не более	12 500
	Уровень, %	30–70
Ёмкость В03	Уровень, %	30–70
Ёмкость рефлюкса В04	Температура воды, $^{\circ}\text{C}$, не выше	90
	Уровень воды, % шкалы прибора	30–70
Регенератор амина С02	Давление кислого газа, МПа	0,08–0,12
	Перепад давления, МПа, не более	0,1
	Температура, $^{\circ}\text{C}$: кислого газа	40–60
	контрольной тарелки, не выше	102
	регенерированного амина, не выше	129
	Расход: кислого газа, $\text{нм}^3/\text{ч}$, не более	75 000
	орошения на 33-ю тарелку, $\text{м}^3/\text{ч}$	301–850
Аппараты воздушного охлаждения	Уровень, % шкалы прибора	30–70
	Содержание сероводорода в регенерированном растворе амина, $\text{г}/\text{дм}^3$, не более	1,5
	Температура, $^{\circ}\text{C}$: регенерированного амина после А01	44–50
Теплообменник регенерированного амина Е01	полурегенерированного амина после А02	58–65
	регенерированного амина перед А03	85–100
	регенерированного амина после А03	55–70
	орошения после А04	40–55
	Температура, $^{\circ}\text{C}$: насыщенного амина на выходе	100–120
Теплообменник насыщенного амина Е02	регенерированного амина на входе, не выше	129
	Температура, $^{\circ}\text{C}$: насыщенного амина на входе, не выше	80
	насыщенного амина на выходе	100–115
Целлюлозный фильтр FL01	Расход насыщенного амина, $\text{м}^3/\text{ч}$, не более	1 088
	Перепад давления на фильтре, МПа, не более	0,3
Угольный фильтр FL02	Расход амина, $\text{м}^3/\text{ч}$, не более	150
	Расход амина, $\text{м}^3/\text{ч}$, не более	15
Рибойлер Е03	Температура регенерированного амина, $^{\circ}\text{C}$, не выше	126

Конкретный технологический режим работы установки У-72 выбирается в зависимости от её производительности, концентрации аминового раствора и требуемого содержания кислых компонентов в очищенном газе.

5.3. Осушка и отбензинивание очищенного газа (У-74)

Процесс осушки и отбензинивания газа предназначен для удаления воды, остаточных сернистых соединений и тяжёлых углеводородов из обессеренного (очищенного) газа с целью достижения требуемых показателей товарного

газа, подаваемого в магистральный газопровод. Осушка газа осуществляется в адсорберах на молекулярных ситах. Отбензинивание газа осуществляется за счёт процесса низкотемпературной сепарации (НТС).

В состав каждой установки У-74 входят две идентичные, параллельно работающие линии и общее оборудование. Каждая линия состоит из двух блоков (или отделений) – осушки и отбензинивания газа.

В блок осушки входят по два адсорбера на каждую линию – один на адсорбцию и один на регенерацию. Продолжительность циклов адсорбции и регенерации в адсорбере составляет не более 8 ч. Цикл регенерации, в свою очередь, делится на две фазы продолжительностью по 4 ч каждая. Первая фаза (регенерация адсорбента) длится 4 ч. Вторая фаза, включающая охлаждение адсорбента и его переключение с цикла на цикл, также длится суммарно 4 часа (охлаждение – не более 3,5 ч и переключение – 0,5 ч).

Номинальная производительность каждой установки по товарному газу составляет 519 484 $\text{нм}^3/\text{ч}$ (или 259 742 $\text{нм}^3/\text{ч}$ на одну линию), а максимальная – 597 704 $\text{нм}^3/\text{ч}$ (298 704 $\text{нм}^3/\text{ч}$ на одну линию).

Проектная документация установок У-74 разработана французской фирмой «Текнип» (Париж). Привязка установок к межцеховым коммуникациям и общезаводским сетям, а также проект метанольного узла установки выполнены институтом «ЮжНИИГИПРОГаз» (Донецк).

5.3.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установок является обессеренный (очищенный) газ с установок У-72. Установки У-74 вырабатывают товарный газ по ОСТ 51.40-93 «Газы горючие природные, поставляемые и транспортируемые по магистральным газопроводам», и широкую фракцию лёгких углеводородов (ШФЛУ), подаваемую на комбинированную установку У-1.731 для получения товарных сжиженных газов. Кроме того, на установках У-74 получают газ регенерации, направляемый на установки сероочистки У-72 или в топливную сеть завода, углеводородный конденсат, направляемый на установки стабилизации конденсата (У-21), газ (этановая фракция) с 12-й тарелки деэтанизатора, направляемый на установки У-41, и технологическую воду, выводимую на установки У-72. Основные показатели качества сырья и продукции установок У-74 приведены в табл. 5.5.

Таблица 5.5

Основные показатели качества сырья и продукции

Наименование	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Газ обессеренный с установок У-72	Содержание, не более: диоксида углерода, % об. сероводорода, $\text{г}/\text{м}^3$	0,02 0,012

Наименование	Показатели качества	Значение
Продукция		
Газ горючий, поставляемый и транспортируемый по магистральным газопроводам (ОСТ 51.40-93)	Точка росы по влаге, °С, не выше	–3 (лето) –5 (зима)
	Точка росы по углеводородам, °С, не выше	0 (лето) 0 (зима)
	Массовое содержание, г/м ³ , не более: сероводорода меркаптановой серы	0,02 0,036
	Теплота сгорания низшая при 20 °С и 101,325 кПа, МДж/м ³ , не менее	32,5
Широкая фракция лёгких углеводородов	Массовая доля компонентов, %: сумма метана и этана, не более	5,00
	пропан, не менее	–
	сумма бутанов и пентанов, не менее	40,0
	сумма гексанов и более тяжёлых углеводородов, не более	30,0
	Массовая доля: сероводорода и меркаптановой серы, %, не более	0,4
	в том числе сероводорода, не более	0,003
Газ регенерации	Компонентный состав, % об.:	
	вода	0,22
	сероводород	–
	диоксид углерода	0,02
	азот	4,40
	метан	89,30
	этан	2,88
	пропан	1,73
	бутан	0,60
	пентан	0,49
	углеводороды C ₆₊	0,30
	меркаптаны	0,06
Газ (этановая фракция) с 12-й тарелки деэтанизатора	Компонентный состав, % об.:	
	сероводород	0,01
	диоксид углерода	0,04
	азот	0,06
	метан	17,57
	этан	61,54
	пропан	18,32
	бутан	1,61
	пентан	0,40
	углеводороды C ₆₊	0,05
	меркаптаны	0,03
	серооксид углерода	0,37
Технологическая вода	Содержание, мг/дм ³ :	
	амин	до 250
	хлоридов	до 10
	углеводородов	до 1 000

Наименование	Показатели качества	Значение
Углеводородный конденсат	Компонентный состав, % об.:	
	азот	0,30
	метан	24,54
	этан	3,35
	пропан	5,64
	бутан	5,03
	пентан	10,52
	гексан и более тяжёлые углеводороды	48,94
	сернистые соединения	1,68
	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,65

С 1 января 2013 г. содержание в товарном природном газе сероводорода не должно превышать 0,007 г/м³, а меркаптановой серы – не более 0,016 г/м³.

5.3.2. Принципиальная технологическая схема

Как уже отмечалось выше, каждая установка осушки и отбензинивания обессеренного газа состоит из двух идентичных линий. Каждая линия перерабатывает половину обессеренного газа, поступающего от 4-х линий одной установки У-72.

Ниже приведено описание одной технологической линии, принципиальная технологическая схема которой приведена на рис. 5.3а (блок осушки) и 5.3б (блок отбензинивания). С целью упрощения на них не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Осушка газа, регенерация молекулярных сит и охлаждение адсорбера. Очищенный от сероводорода газ с установок У-72 с температурой не более 55 °С и давлением 5,8–6,3 МПа поступает на установки У-74 в нижнюю часть колонны С02, где газ отмывается от капель амина деминерализованной водой. На входе в колонну С02 установлен завихритель для улучшения сепарации амина от газа. Выше ввода газа в колонне С02 расположен слой насадки высотой в 1 м из колец «Палля-2», изготовленных из нержавеющей стали. Насадка из колец предназначена для увеличения площади контакта газа с водой.

В верхней части колонны С02 смонтирован каплеотбойник из нержавеющей сетки. Циркуляция воды в колонне осуществляется насосами. Для предотвращения чрезмерного насыщения воды аминами из буферной ёмкости непрерывно вводится свежая деминерализованная вода, подача которой осуществляется в линию промывочной воды. Балансовый избыток воды из колонны С02 выводится на У-72.

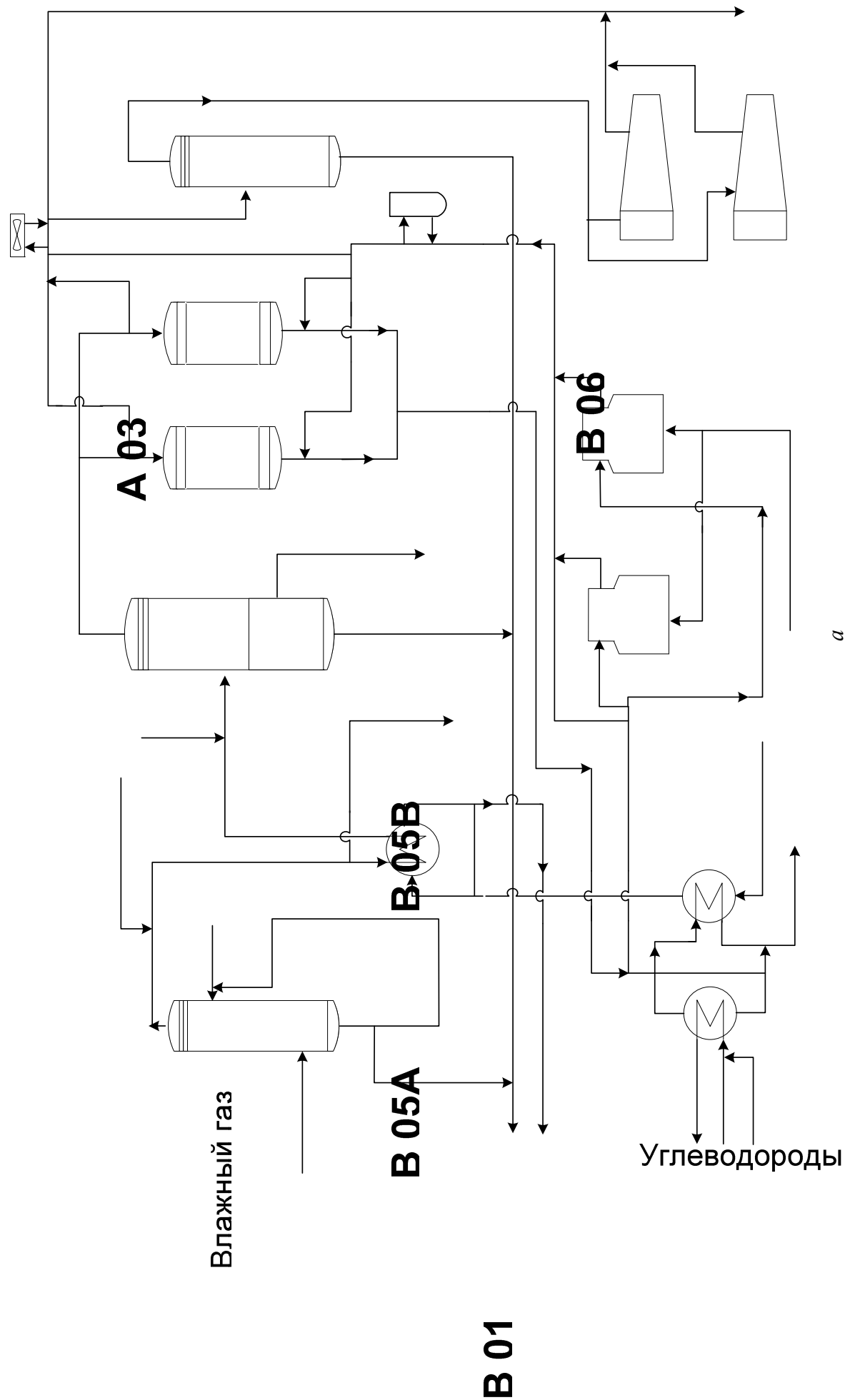
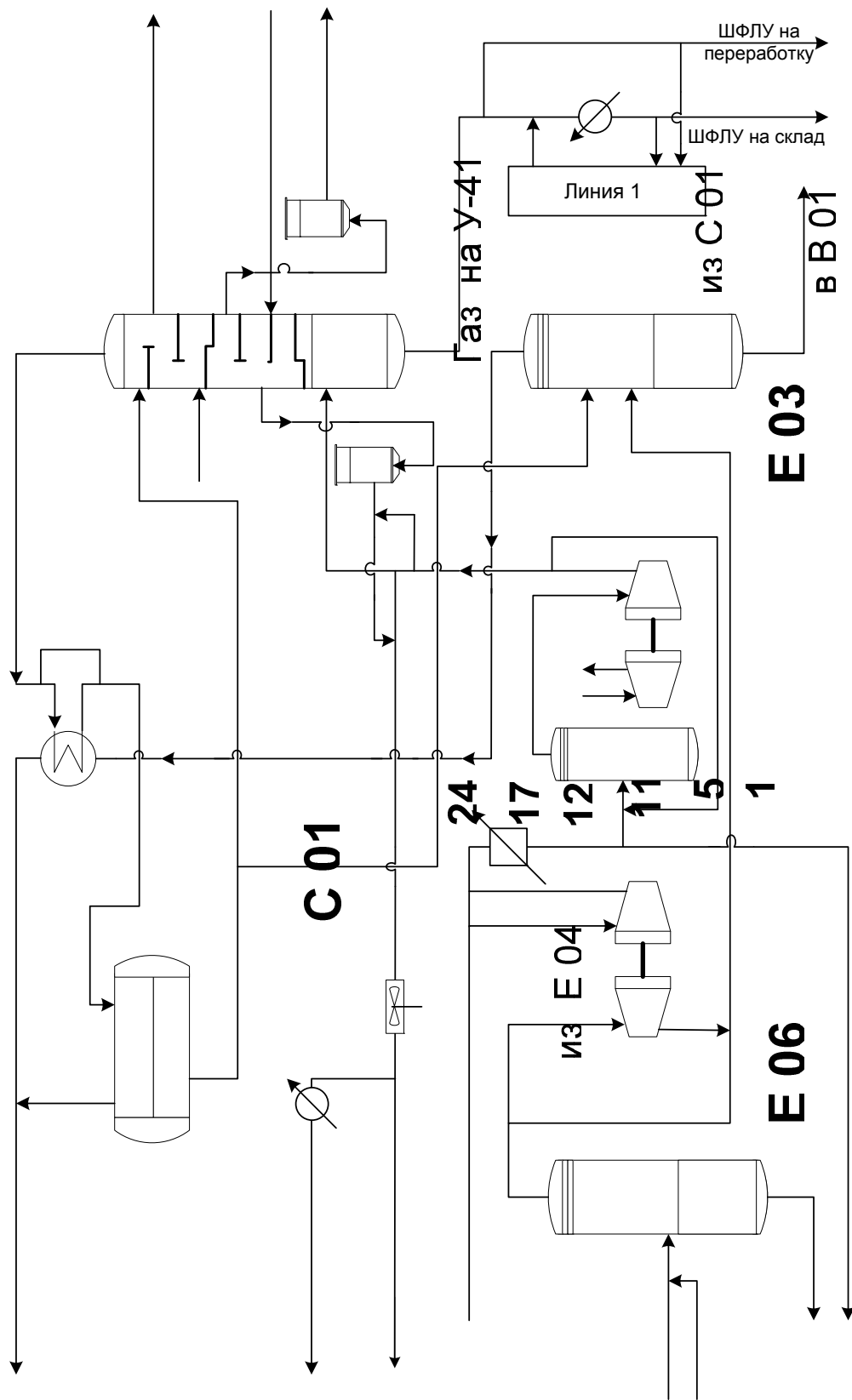


Рис. 5.3. Принципиальная технологическая схема установки осушки и отбензинивания очищенного газа
У-74: а – блок осушки



б

Рис. 5.3. Принципиальная технологическая схема установки осушки и отбензинивания очищенного газа
У-74: б – блок отбензинивания

Промытый газ выходит с верхней части колонны С02 и распределяется на два потока. Один поток газа поступает в теплообменник Е01, где охлаждается до температуры не выше 25 °С холодным потоком товарного газа. Второй поток проходит теплообменник Е03, где охлаждается до температуры не более 30 °С холодным потоком ШФЛУ с 12-й тарелки деэтанизатора С01.

Охлаждённые в теплообменниках Е01 и Е03 потоки газа смешиваются и одним потоком поступают в трёхфазный сепаратор В01, где происходит отделение сконденсировавшейся воды и жидких углеводородов от газа.

Для улучшения сепарации на входе сепаратора В01 установлен завихритель, а в верхней части этого сепаратора – сетчатый каплеотбойник.

Газ из сепаратора В01 подаётся на осушку в адсорбер В05, а вода выводится на установку У-72. Жидкие углеводороды отводятся на установку стабилизации У-21.

Осушка газа производится в двух адсорберах В05, один из которых при нормальной работе находится в режиме регенерации (десорбции), а другой – в режиме адсорбции. При автоматическом режиме работы переключение адсорберов производится системой «Foxbogo». Продолжительность циклов адсорбции и регенерации составляет по 8 ч каждый.

В качестве адсорбента влаги используются молекулярные сита с размерами 1,6 и 3,2 мм, загруженные в аппараты в два слоя общей высотой 2,8 м и объёмом 19,8 м³. Переключение адсорберов происходит в циклическом режиме в следующем порядке: адсорбция газа → регенерация насыщенного адсорбента (десорбция) → охлаждение адсорбера → включение в цикл адсорбции газа.

При одновременной работе линий адсорберы обеих линий связаны между собой общей системой регенерации адсорбента.

Как уже отмечено, влажный газ из сепаратора В01 поступает в верхнюю часть адсорбера В05, проходит сверху вниз слой молекулярных сит, при этом пары воды из потока газа адсорбируются со снижением их концентрации до 1 млн (объёмных) в осушенном газе.

Осушенный газ с низа адсорбера В05 направляют на фильтр из рукавной нержавеющей сетки FL01, в котором газ очищают от пыли молекулярных сит.

После очистки на фильтре FL01 осушенный газ разделяют на два потока: основной поток поступает на охлаждение в теплообменники Е04 и Е02, а второй поток – в печь F01 для нагрева и дальнейшего использования при регенерации молекулярных сит.

Основной поток осушенного газа проходит два параллельно работающих теплообменника Е04 (межтрубное пространство, охлаждение происходит обратным потоком ШФЛУ с температурой до –90 °С) и Е02 (трубное пространство, охлаждение происходит обратным потоком товарного газа с температурой до –80 °С), где охлаждается до температуры –52 °С и общим потоком подаётся в сепаратор В02.

Регенерация молекулярных сит делится на две фазы: десорбцию (регенерацию) и охлаждение. Регенерация молекулярных сит длится 4 ч, охлаждение – не более 3,5 ч.

Осушенный газ, используемый для регенерации, после фильтров FL01 поступает в печь F01, где нагревается до температуры 290–300 °С. Горячий газ поступает в нижнюю часть регенерируемого адсорбера B05, где разогревает молекулярные сита, испаряет и уносит влагу. Насыщенный влагой газ регенерации выходит с верха B05 и поступает в холодильник воздушного охлаждения A03, где охлаждается до температуры 50 °С для конденсации влаги.

Охлаждённый газ регенерации с A03 проходит трёхфазный сепаратор B06, где от него отделяются сконденсированная вода и жидкие углеводороды. Газ с верха B06 подаётся компрессором K03 на установку очистки газа от сероводорода У-72. Для обеспечения требуемого количества газа регенерации при работе двух линий установки У-74 предусмотрены линия вывода газа регенерации в топливную сеть завода и линия подачи газа регенерации на вход установки.

Вода с низа сепаратора B06 выводится на установку У-72.

По окончании фазы десорбции адсорбер B05 переключают на охлаждение. Для этого газ регенерации подают непосредственно в B05, минуя печь F01. С верха B05 газ охлаждения направляется в холодильник A03 по схеме газа регенерации.

Для предотвращения гидратообразования в трубопроводах и аппаратах установки предусмотрена подача паров метанола в поток газа.

Отбензинивание газа. Основной поток осушенного газа подают на блок (отделение) отбензинивания газа в сепаратор B02, оборудованный сетчатым каплеотбойником, и далее в колонну C03. Жидкие углеводороды вместе с конденсатом из колонны C03 через теплообменник E04 направляют в колонну-деэтанализатор C01.

Отбензиненный холодный газ с верха сепаратора B02 поступает на вход турбодетандера КТ01, где газ охлаждают до температуры не ниже –103 °С за счёт его изоэнтропического расширения на лопатках детандера при снижении давления с 6,15 до 1,8 МПа. Используя кинетическую энергию сжатого газа, турбодетандер служит приводом спаренных с ними центробежных компрессоров K01.

Из турбодетандера КТ01 образовавшаяся газожидкостная смесь поступает под нижнюю тарелку колонны C03, где разделяется на жидкую и газовую фазы. В колонне C03 установлено семь однопоточных тарелок клапанного типа. В верхней части колонны оборудован каплеотбойник из нержавеющей сетки.

Газ, проходя снизу вверх колонну C03, контактирует на тарелках с жидкими углеводородами, состоящими преимущественно из этана, подаваемыми на верхнюю тарелку в виде орошения. Жидкость абсорбирует из газовой фазы серооксид углерода и меркаптаны и поступает в куб колонны C03.

Жидкую фазу (сжиженные углеводороды) из куба колонны С03 через теплообменник Е04 совместно с жидкими углеводородами из сепаратора В02 подают в деэтанализатор С01. Газ с верха колонны С03 с температурой не ниже $-103\text{ }^{\circ}\text{C}$ подают в теплообменник Е05, где его нагревают до температуры не ниже $-84\text{ }^{\circ}\text{C}$ газом, поступающим с верха деэтанализатора С01. После теплообменника Е05 газ проходит последовательно теплообменники Е02 и Е01, где нагревается соответственно осушенным газом до температуры $9\text{--}16\text{ }^{\circ}\text{C}$ и обессеренным газом до температуры $38\text{--}44\text{ }^{\circ}\text{C}$, и поступает на приём компрессора К01.

Товарный газ компримируют в компрессоре К01 до 2,1 МПа за счёт энергии, выделяемой газом при расширении в турбодетандере КТ01, и подают на охлаждение в холодильник воздушного охлаждения А01. После холодильника А01 предусмотрена линия подачи товарного газа в топливную сеть.

Охлаждённый в холодильнике воздушного охлаждения А01 товарный газ поступает в сепаратор В07, который оборудован сетчатым каплеотбойником. Газ из сепаратора В07 поступает на приём компрессора К02, где его компримируют до давления 5,9 МПа.

Для подвода тепла в куб колонны С01 часть газа с линии нагнетания компрессора К02 подаётся в рибойлер Е06, откуда он возвращается на смешение с другой частью газа и подаётся на охлаждение в холодильник воздушного охлаждения А02.

Компрессор К02 приводится паровой турбиной КТ02. Для привода турбины КТ02 используется перегретый пар среднего давления (давление – 2,3 МПа, температура – $320\text{ }^{\circ}\text{C}$).

Товарный газ после компрессора К02 и рибойлера Е06 проходит холодильник воздушного охлаждения А02, где охлаждается до $65\text{ }^{\circ}\text{C}$.

После охлаждения в А02 товарный газ подают в водяной холодильник Е08, где его охлаждают оборотной водой до температуры $40\text{ }^{\circ}\text{C}$, и направляют в газопровод товарного газа.

Деэтанализатор С01 предназначен для выделения из ШФЛУ метана, этана, азота и диоксида углерода и имеет 24 однопоточные клапанные тарелки и два рибойлера Е03 и Е06. ШФЛУ из сепаратора В02 и колонны С03 нагревают в теплообменнике Е04 до температуры не выше $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ и общим потоком подают на 12-ю тарелку С01.

Процесс ректификации на тарелках С01 осуществляется за счёт подачи орошения на верхнюю 24-ю тарелку и создания восходящего парового потока путём подогрева ШФЛУ на двух уровнях в рибойлерах Е03 и Е06.

Пары из головной части колонны С01 поступают в конденсатор Е05, в котором частично конденсируются за счёт охлаждения товарным газом из колонны С03. Газоконденсатная смесь из конденсатора Е05 поступает в рефлюксную ёмкость В04, где происходит разделение жидкого дистиллята от паровой фазы. Паровую фазу смешивают с газом, выходящим из конденсатора Е05, и направляют на приём компрессора К01.

Для подачи тепла в деэтанализатор С01 предусмотрены два рибойлера Е03 и Е06. В промежуточный рибойлер Е03 подают жидкость с 12-й тарелки деэтанализатора С01 с температурой не выше 16 °С. Жидкость подвергается частичному испарению за счёт тепла обессеренного газа и возвращается на 11-ю тарелку деэтанализатора С01 с температурой до 28 °С.

Температура куба колонны-деэтанализатора С01 поддерживается нагревом ШФЛУ в рибойлере Е06, которая поступает в него с 1-й тарелки колонны, нагревается с 62 °С до температуры не выше 77 °С и поступает под нижнюю тарелку колонны-деэтанализатора С01. В качестве горячего теплоносителя в рибойлере Е06 используют горячий товарный газ с температурой до 165 °С, поступающий с линии нагнетания компрессора К02.

ШФЛУ из куба колонны-деэтанализатора С01 с температурой до 77 °С подают в водяной холодильник Е09, где охлаждают до 40 °С оборотной водой, и направляют на дальнейшую переработку на комбинированную установку У-1.731.

5.3.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-74 приведены в табл. 5.6.

Таблица 5.6

Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-74

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Колонна-деэтанализатор С01	Температура, °С:	
	на тарелке 6	39–55
	на тарелке 18, не ниже	–50
	в кубе	71–77
Колонна промывки С02	Давление, МПа	5,8–6,3
	Температура, °С, не выше	55
	Расход:	
	обессеренного газа, нм ³ /ч	209 333–328 789
Абсорбер С03	воды на промывку, м ³ /ч, не менее	10
	Уровень, % шкалы прибора	30–60
	Расход абсорбента, м ³ /ч, не менее	13
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
Сепаратор промытого газа В01	Температура верха, °С, не выше	25
	Уровень, % шкалы прибора	35–50
Сепаратор отбензинивания В02	Температура, °С	–45–(–52)
	Уровень, % шкалы прибора	15–35
Рефлюксная ёмкость В04	Температура, °С, не выше	–70
	Уровень, % шкалы прибора, не выше	50
Адсорберы В05	Давление газа осушки на выходе адсорберов, МПа, не более	0,07
	Температура газа регенерации на входе, °С	290–300
Сепаратор газа регенерации В06	Уровень, % шкалы прибора	15–50

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Печь газа регенерации F01	Давление топливного газа на пилотные горелки, МПа, не менее	0,02
	Температура, °С, не выше:	
	в топке	850
	в стенках труб	365
	Расход топливного газа, м ³ /ч, не менее	594
Теплообменник E01	Температура, °С:	
	выхода промытого газа из трубного пространства, не выше	25
	выхода отбензиненного товарного газа из межтрубного пространства	38–44
Теплообменник сухого газа E02	Температура, °С:	
	на выходе из трубного пространства	–46–(–51)
	на выходе из межтрубного пространства	9–16
Рибойлер промежуточный E03	Температура на выходе из межтрубного пространства, °С, не выше	30
Теплообменник-конденсатор сухого газа E04	Температура выхода углеводородного конденсата из трубного пространства, °С, не выше	–20
Рибойлер куба C01 E06	Температура на выходе из трубного пространства, °С	71–77
Водяной холодильник товарного газа E08	Температура, °С, не выше:	
	выхода обессеренного газа	52
	выхода товарного газа	40
Теплообменник ШФЛУ E19	Температура ШФЛУ на входе в теплообменник, °С, не выше	75
Холодильник воздушного охлаждения A01	Температура, °С, не выше	55
Холодильник воздушного охлаждения A02A турбокомпрессора КТ02	Температура выхода товарного газа, °С, не выше	65
Холодильник воздушного охлаждения A03	Температура выхода газа регенерации, °С	25–50
Компрессоры газа регенерации K03	Давление нагнетания, МПа	6,0–6,6
	Расход, нм ³ /ч, не менее	16 820
Турбокомпрессор товарного газа КТ02	Давление водяного пара среднего давления, МПа, не менее	2,1
	Температура водяного пара среднего давления, °С	320 ± 30
	Температура, °С, не выше:	
	на входе	55
	на выходе	165
	Скорость вращения ротора, об/мин, не более	6 550
Товарный газ	Давление, МПа, не более:	
	в топливную сеть завода	0,6
	на выходе с установки	5,77

Технологический режим работы установки У-74 варьируется в зависимости от её производительности и требуемых степеней осушки и отбензинивания товарного природного газа.

5.4. Производство серы и доочистка отходящих газов (У-51)

Установки предназначены для получения элементарной (газовой) серы из кислого газа, выделенного в процессе сероочистки природного газа Астраханского газоконденсатного месторождения.

Каждая установка У-51 состоит из следующих отделений и узлов:

- отделения Клауса, где путём прямого окисления в реакционных печах сероводорода до элементарной серы и диоксида серы (термическая часть) и дальнейших реакций сероводорода и диоксида серы на слое катализатора (каталитическая часть) получается основной объём серы;
- отделения Сульфрин, где путём доочистки хвостовых газов отделения Клауса на катализаторе достигается по установке в целом 99,6 % извлечения серы из газа;
- печи дожигания остаточных газов, где все сернистые соединения, имеющиеся на выходе отделения Сульфрин, преобразуются в диоксид серы перед сбросом в атмосферу через дымовую трубу;
- узла дегазации жидкой серы, предназначенного для извлечения сероводорода, абсорбированного в сере, полученной в отделениях Клауса и Сульфрин.

Номинальная производительность по кислому газу одной установки У-51 составляет 93 640 м³/ч, максимальная производительность – 95 000 м³/ч.

Проекты установок выполнены фирмой «Текнип» (Париж). Проекты привязки к межцеховым коммуникациям и общезаводским сетям, а также реконструкции и капитального ремонта выполнены институтом «ЮжНИИ-ГИПРОгаз» (Донецк).

5.4.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установок У-51 является кислый газ, выделенный в процессе сероочистки природного газа на установках У-72, У-41 и установках переработки газового конденсата, а также газ выветривания с установок У-22 и У-65.

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-51 приведены в табл. 5.7.

Таблица 5.7

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-51

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Кислый газ с У-41	Содержание, % об.:	
	воды, не более	5,80
	сероводорода	73,83
	диоксида углерода	19,36
	углеводородов, не более	1,00
	сернистых соединений	0,01

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Кислый газ с У-72	Содержание, % об.: воды, не более сероводорода диоксида углерода углеводородов, не более сернистых соединений	5,74 55,56 37,68 1,00 0,02
Кислый газ с У-65	Содержание, % об.: воды, не более сероводорода диоксида углерода углеводородов, не более азота	4,16 72,16 19,61 3,7 0,37
Кислый газ с установок переработки газового конденсата	Содержание, % об.: сероводорода, не менее углеводородов, не более	98,0 1,0
Кислый газ с У-22	Содержание, % об.: воды, не более сероводорода диоксида углерода углеводородов, не более	4,23 64,14 27,62 4,01
Кислый газ (средний состав)	Содержание, % об.: воды, не более сероводорода диоксида углерода углеводородов, не более сернистых соединений	5,76 59,41 33,81 1,00 0,02
Продукция		
Сера техническая газовая	Массовая доля, %: серы, не менее зола, не более кислот в пересчёте на серную кислоту, не более органических веществ, не более мышьяка, не более воды механических загрязнений зола для комовой серы, не более воды для комовой серы	99,98 0,008 0,001 5 0,01 0,000 0 Не нормируется Не допускается 0,02 до 2

Продуктом установок У-51 является техническая (газовая) сера, выпускаемая по ГОСТ 127.1-93 (сорт 9998).

Требования к качеству технической (газовой) серы установлены для сорта 9998 по ГОСТ 127.1-93 и его преемнику – стандарту ОАО «Газпром» (СТО Газпром 040-2008).

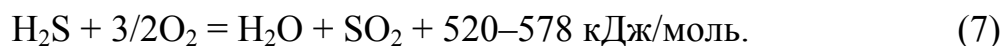
5.4.2. Принципиальная технологическая схема

Технологический процесс преобразования (конверсии) содержащегося в кислом газе сероводорода в элементарную серу основан на реакции Клауса:

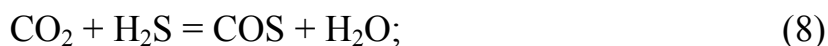


где n – количество атомов серы в молекуле, зависящее от температуры реакции (от 2 до 8).

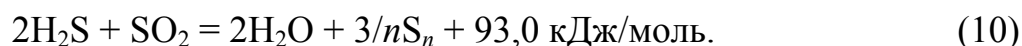
Эта реакция осуществляется в два этапа: на первом этапе (термическом) поток кислого газа подаётся в печь реакции, где смешивается с воздухом и сжигается, при этом происходит окисление примерно 1/3 сероводорода до диоксида серы при высокой температуре (900–1 350 °С):



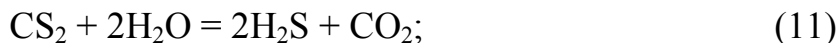
В печах реакции наряду с основными идут побочные реакции:



На втором этапе (каталитическом) газ проходит два последовательно установленных каталитических конвертора, где две трети неокисленного сероводорода реагируют с образующимся диоксидом серы:



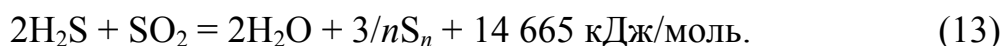
Полученные на первом этапе сероорганические соединения подвергаются реакции гидролиза на катализаторе:



Степень конверсии сероводорода после отделения Клауса составляет 95 %.

Сера, получаемая на каждом этапе процесса, выделяется из реакционной среды путём конденсации, что позволяет перемещать равновесие реакции в направлении образования серы.

Для очистки хвостовых газов отделения Клауса и увеличения степени конверсии по установке до 99,6 % применяется процесс Сульфрин. Основой процесса является реакция Клауса на катализаторе при температуре 150 °С:



Принципиальная технологическая схема установок У-51 представлена на рис. 5.4а (отделение Клауса) и рис. 5.4б (отделение Сульфрин). С целью упрощения на них не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

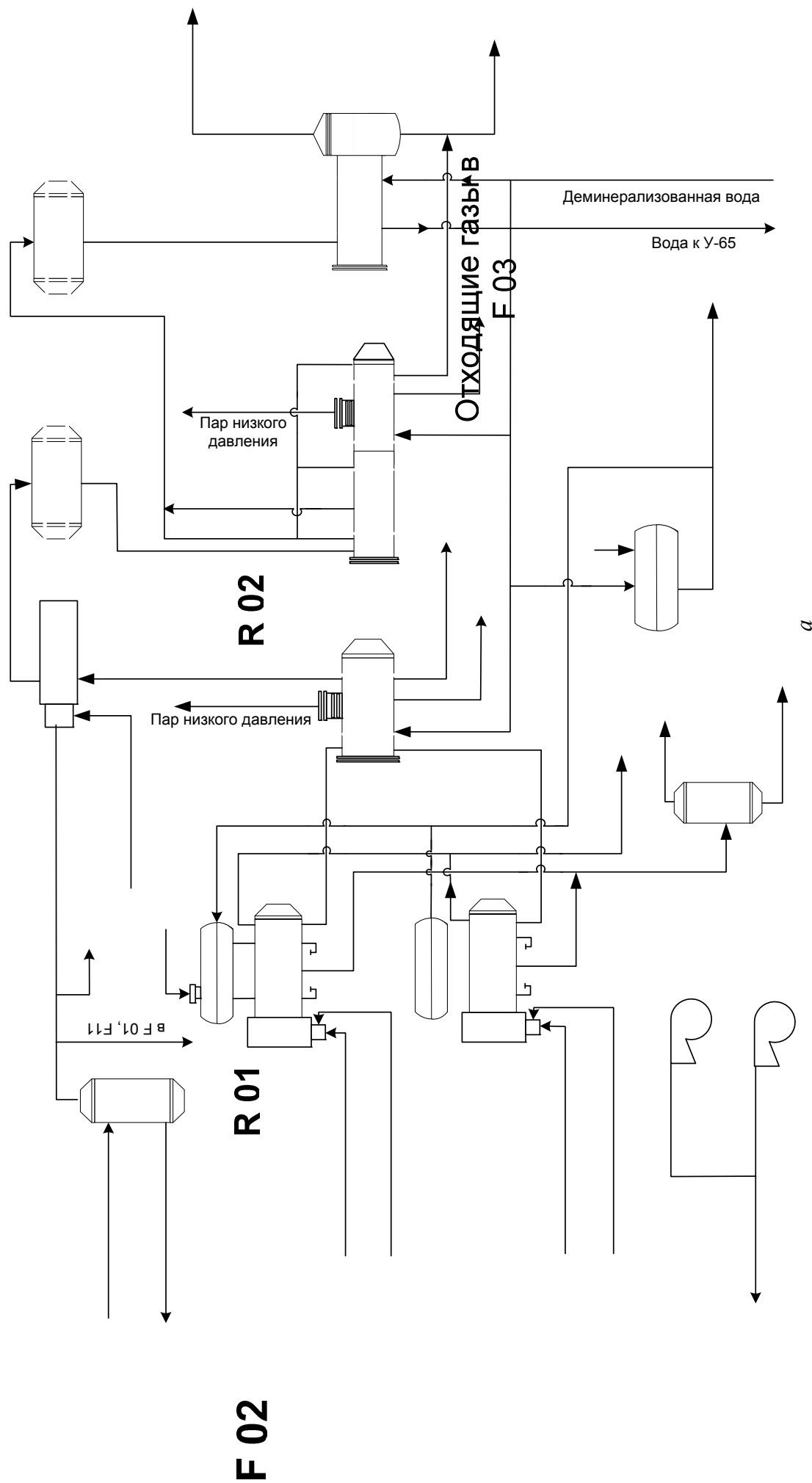


Рис. 5.4. Принципиальная технологическая схема установки получения серы У-51: *a* – отделение Клауса

Е UZ Е U3

Серв в Т01

Серв в Т01

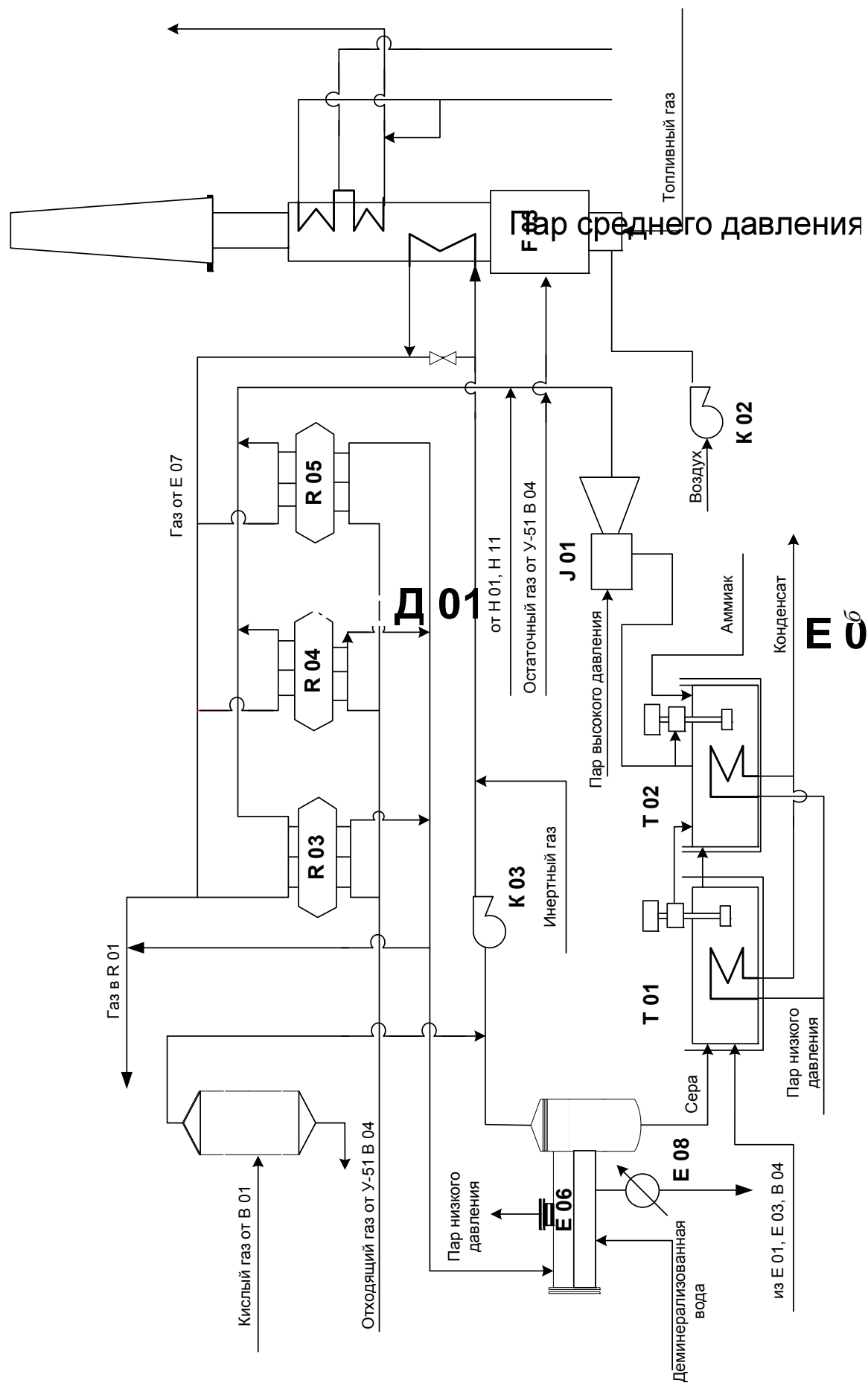


Рис. 5.4. Принципиальная технологическая схема установки получения серы У-51: б – отделение Сульфрин

Отделение Клауса. Кислый газ с установок У-72, У-41, У-65, У-22 и установок переработки газового конденсата с температурой до 60 °С и давлением от 0,06 до 0,085 МПа поступает в сепаратор В01, который предназначен для улавливания капельной жидкости, содержащейся в кислом газе. Накопившаяся жидкость из сепаратора откачивается на установки У-72. После сепарации кислый газ разделяется на четыре потока: к печам F01, F11, F02 и угольному фильтру В06.

В реакционных печах F01 и F11 кислый газ поступает на тангенциальные двойные горелки: центральную – для работы на малых расходах и кольцевую – для работы с номинальной производительностью. Необходимый для сжигания кислого газа технологический воздух поступает от воздуходувки К01 (К11). Температура в камерах печей F01 и F11 при сгорании кислого газа составляет 900–1 350 °С.

Продукты реакции печей F01 и F11 поступают в трубное пространство энерготехнологических котлов (далее котёл) Н01 и Н11, где охлаждаются до температуры 250–350 °С. Котлы Н01 и Н11 служат для получения пара среднего давления. Питательная вода подаётся в барабаны котлов В02 и В12, откуда по опускным трубопроводам поступает в межтрубное пространство Н01 и Н11.

Продукты термической реакции отделения Клаус, выходящие из котлов Н01 и Н11, поступают в трубное пространство котла-утилизатора Е01, в котором охлаждаются до температуры 140–170 °С. Сконденсированная сера через два гидрозатвора по серопроводу выводится в яму суточного хранения Т01. В межтрубное пространство котла-утилизатора Е01 подаётся питательная вода, подогретая в Е04 до 150–155 °С, и превращается в водяной пар низкого давления (0,4–0,5 МПа).

Газы, выходящие из Е01, поступают на подогрев во вспомогательную печь F02. В этой печи за счёт сжигания кислого газа (2,0 % от общего количества) основной поток технологического газа смешивается и подогревается до 240–280 °С. Соотношение воздух/кислый газ выдерживается равным 4:1, тем самым достигается избыточное содержание диоксида серы в газе, необходимое для проведения реакций гидролиза в конвертере (реакторе) R01. Газы проходят сверху вниз через слой катализатора реактора R01, где происходят химические реакции с преобразованием сероводорода и диоксида серы в серу и гидролиз серооксида углерода и сероуглерода. За счёт реакций происходит повышение температуры до 350–365 °С.

Продукты реакции из R01 поступают в трубное пространство Е02/Е03, представляющее собой совмещённый аппарат, в котором Е02 – теплообменник газ/газ, а Е03 – котёл-утилизатор. В теплообменнике Е02 газы реакции охлаждаются до 325 °С и поступают в котёл-утилизатор Е03, где охлаждаются до 180 °С. Сконденсированная сера через два гидрозатвора по серопроводу поступает в яму Т01. В котле-утилизаторе Е03 используется питательная вода, подогретая в Е04 до 150–155 °С.

Из котла-утилизатора E03 технологический газ поступает в межтрубное пространство теплообменника E02, где подогревается до 202–240 °С, и поступает в конвертор (реактор) R02.

Теплообменник E02 оснащён обогреваемым спускным трубопроводом с гидрозатвором для вывода сконденсированной серы.

Технологические газы, поступившие из теплообменника E02 в конвертор (реактор) R02, проходят сверху вниз через слой катализатора, где происходят химические реакции с преобразованием сероводорода и диоксида серы в серу и повышением температуры до 260 °С.

Продукты каталитической реакции из конвертора R02 поступают в трубное пространство экономайзера E04 – горизонтальный конденсатор-экономайзер, совмещённый с коагулятором B04. В экономайзере E04 технологический газ охлаждается питательной водой до 128–132 °С, а сконденсированная сера отводится через два гидрозатвора с низа коагулятора B04 по серопроводу в T01. Коагулятор B04 служит для сепарации капельной серы от газа за счёт снижения скорости потока и отбойных сеток. Из коагулятора B04 технологический газ поступает на доочистку в отделение Сульфрин.

Контур регенерации включает в себя регенерацию катализатора в конверторах R01 и R02 при остановках установки на ремонт и их разогрев при пусках установки.

Газ регенерации газодувкой K03 с температурой 300–330 °С подаётся в конвертор R01 (катализатор разогревается до 300 °С), проходит через теплообменник E02 и трубное пространство котла-утилизатора E03, в которых охлаждается газ и конденсируется сера. Сера стекает через гидрозатворы в яму T01. Газ регенерации из котла-утилизатора E03 поступает в конвертор R02, затем в экономайзер-коагулятор E04/B04, где конденсируется десорбированная в R02 сера.

Газ из экономайзера-коагулятора E04/B04 поступает через аппарат E06/B05 на приём газодувки K03.

После окончания регенерации катализатора в конверторе R01 (прекращение выхода серы с гидрозатворов E03) совмещённый аппарат E02/E03 байпасируется и ведётся полная регенерация катализатора в конверторе R02, минуя совмещённый аппарат E02/E03.

Отделение Сульфрин. Отделение Сульфрин предназначено для более глубокой очистки отходящих газов от сероводорода и диоксида серы с преобразованием их в серу. Реакция осуществляется на активированном глинозёме при температуре 150 °С. Сера образуется в жидкой фазе и насыщает катализатор. По мере насыщения катализатора производится его регенерация при температуре 300–330 °С. Процесс Сульфрин циклический и состоит из двух фаз: 1) адсорбции, 2) регенерации и охлаждения. Переключение производится автоматически.

Газы, выходящие из отделения Клауса, с температурой 128–132 °С поступают в два параллельно работающих реактора. При прохождении слоя катализатора снизу вверх из газа адсорбируется сера. Продолжительность полного цикла адсорбции 30,5 ч.

С нижних точек газоходов предусмотрен вывод серы через гидрозатворы и серопроводы в серную яму T01.

Для регенерации реакторов Сульфрин используется отходящий газ, циркулируемый в системе регенерации газодувкой K03, которая обеспечивает необходимый расход и давление.

Газ регенерации газодувкой K03 с давлением 0,04 МПа подаётся в подогреватель E05, где за счёт сжигания топливного газа и дожига отходящих газов нагревается до температуры 300–330 °С, и поступает на регенерацию одного из реакторов. После прохождения через слой катализатора сверху вниз газ регенерации, который насыщен парообразной серой, десорбированной из катализатора, поступает в котёл-утилизатор E06, где охлаждается до 165 °С.

Аппарат E06/B05 представляет собой котёл-утилизатор E06 (кожухотрубчатый горизонтальный аппарат), совмещённый с коагулятором B05.

Охлаждение газа происходит в котле-утилизаторе E06 питательной водой, подогретой до 150–155 °С в экономайзере E04. Выработанный в котле-утилизаторе водяной пар с давлением 0,4–0,5 МПа выводится в общезаводскую сеть.

Газ из котла-утилизатора E06 поступает в коагулятор B05, где отбивается капельная сера и выводится через два гидрозатвора по серопроводу в T01.

Газ регенерации, охлаждённый и освобождённый от капельной серы, поступает на приём газодувки K03.

Работа отделения Сульфрин полностью автоматизирована. Таймер основной программы проводит автоматически последовательную регенерацию катализатора конверторов (реакторов) R03, R04 и R05.

Каждый реактор Сульфрин находится в режиме адсорбции 30 ч 35 мин, в режиме регенерации и охлаждения – 15 ч.

Вторичная программа регенерации реакторов предназначена для активации катализатора вводом в систему сероводорода. Сероводород вводится в систему регенерации в конце периода нагревания катализатора.

В период активации реакторов Сульфрин кислый газ подаётся на приём газодувки K03 через угольный фильтр B06, где происходит очистка кислого газа от углеводородов. После активации катализатора Сульфрин производится продувка фильтра B06 водяным паром и азотом.

Установка Сульфрин включает в себя три реактора: R03, R04 и R05, два из которых находятся в адсорбции.

Питающие газы поступают в два реактора, проходят снизу вверх через катализатор и направляются в печь дожига F03.

Процесс регенерации заключается в нагреве катализатора до 300 °С и в последующем выпаривании и извлечении серы. Газ регенерации проходит сверху вниз катализатор и поступает в котёл-утилизатор E06, где охлаждается до 165 °С. Сконденсированная сера улавливается в коагуляторе B05 и выводится через два гидрозатвора в яму T01. Газ регенерации поступает на газодувку K03, компримируется и нагревается в E05 до 300–330 °С и возвращается в регенерируемый реактор. Нагревание продолжается до температуры катализатора 300 °С. Длительность этапа – 7 ч 30 мин.

В конце нагревания производится обработка катализатора кислым газом до получения 10 %-й концентрации сероводорода в газе регенерации. Сероводород восстанавливает активность катализатора и продлевает срок его службы. Ввод сероводорода продолжается в течение двух часов, после чего циркуляция газа регенерации ведётся ещё два часа. В конце сероводородной обработки кислый газ из системы регенерации выводится по спускной линии в течение 30 мин. По этой же линии удаляются водяные пары из системы регенерации в период нагрева катализатора.

После извлечения серы реактор охлаждается. Охлаждение реакторов Сульфрин производится в 2 этапа:

- охлаждение реактора газом регенерации. Газ регенерации циркулирует сверху вниз через реактор;
- охлаждение реактора отходящими газами после реакторов Сульфрин, стоящими на адсорбции по схеме. Катализатор охлаждается до температуры 160–170 °С в течение 3 ч 30 мин.

Печь дожига остаточных газов. Остаточные газы отделения Сульфрин сжигаются при температуре 520–600 °С в печи дожига F03, работающей на топливном газе, и через дымовую трубу D01 выбрасываются в атмосферу. Тепло дымовых газов используется для подогрева газа регенерации реакторов Сульфрин и Клаус в теплообменнике E05 и перегрева вырабатываемого на установке водяного пара в теплообменнике E07. Теплообменники установлены на потоке дымовых газов из печи F03.

Дымовые газы, пройдя теплообменники E05 и E07, охлаждаются до 350 °С и направляются в дымовую трубу D01. Проходя по трубе D01, дымовые газы охлаждаются, отдавая тепло стенкам трубы, и выбрасываются в атмосферу.

Узел дегазации жидкой серы. Жидкая сера, полученная на установке, самотёком поступает по подземным трубопроводам с двойной оболочкой в приёмную яму T01. Сера поступает от аппаратов E01, E03, B04, B05, E02 и с нижних точек газоходов установки Клауса и Сульфрин.

Объём ямы рассчитан на приём серы, выработанной в течение суток на номинальной производительности. Приёмная яма T01 представляет собой полуподземный бетонный короб. Для поддержания температуры жидкой серы яма оборудована змеевиком, обогреваемым водяным паром. Отвод газа дегазации серы осуществляется по трубопроводу, соединяющему газовое пространство T01 с T02, а также напрямую в F03 с помощью эжектора J01.

Из T01 сера перекачивается по обогреваемому водяным паром в яму дегазации серы T02, где происходит удаление сероводорода и разрушение соединений состава H_2S_x в жидкой сере. Содержание сероводорода в сере, поступившей в яму T02, достигает $100\text{--}700 \text{ млн}^{-1}$.

Конструкция ямы дегазации аналогична конструкции T01.

При наличии нормального уровня серы в яме T02 включаются циркуляционные насосы, на приём которых подаётся аммиак. Аммиак способствует разрушению сернистых соединений и разгазированию серы. Газы из ямы дегазации T02 удаляются при помощи струйного эжектора J01 и направляются в печь дожига F03. Эжектор J01 работает постоянно на водяном паре низкого давления.

При достижении стабильно минимального показателя концентрации сероводорода и снижении концентрации сероводорода в сере до 10 млн^{-1} , подтверждаемого по данным лабораторного контроля, прекращается подача аммиака и циркуляция серы насосами и производится откачка серы с установки.

5.4.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-51 приведены в табл. 5.8.

Таблица 5.8

Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-51

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Реактор Клауса R01	Температура, °C:	
	технологического газа:	
	на входе	240–280
	на выходе, не выше	365
Реактор Клауса R02	Температура, °C:	
	технологического газа:	
	на входе	202–240
	на выходе, не выше	260
Реактор Сульфрин R03, R04, R05	Температура, °C:	
	нижнего слоя	130–140
	верхнего слоя, не выше	150
	Содержание в газах на выходе из отделения Сульфрин, % об.:	
	сероводорода	$0,04 \pm 0,02$
	диоксида серы	$0,02 \pm 0,01$
	суммарно серооксида углерода и сероуглерода	$0,02 \pm 0,01$

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Реакционная печь F01/11	Давление в топке, МПа	0,015–0,070
	Температура в топке, °С	900–1 350
	Расход, нм ³ /ч: топливного газа, не более кислого газа технологического воздуха	5 600 23 000–47 500 29 000–64 500
	Соотношение: воздух/топливный газ воздух/кислый газ	14–20 0,62–2,00
Печь подогрева кисло-го газа F02	Температура на выходе, °С	240–280
	Расход, нм ³ /ч: кислого газа технологического воздуха	1 000–2 700 3 000–11 300
	Соотношение воздух/кислый газ	3,4–5,0
Печь дожиг F03	Температура, °С: в камере сгорания дымовых газов после E07, не выше	520–600 350
	Расход, м ³ /ч: воздуха топливного газа	20 000–56 000 2 000–5 600
	Содержание в дымовых газах на выходе из E03, % об.: кислорода диоксида серы	до 1,0 0,070–0,111
Энерготехнологиче-ский котёл H01/11	Температура газа на выходе, °С	250–350
Сепаратор кислого газа B01	Давление кислого газа, МПа	0,060–0,085
	Температура кислого газа, °С	30–60
	Содержание на выходе из аппарата, % об.: сероводорода углеводородов	47,05–65,00 0,09–1,00
	Уровень, % шкалы прибора, не более	30
Барабан котла B02/12	Давление водяного пара, МПа	2,1–2,5
	Расход: воды, м ³ /ч водяного пара, т/ч	40–103 35–90
	Уровень, % шкалы прибора	27–37
Коагулятор серы B04	Температура технологического газа на выходе, °С	128–132
	Содержание в отходящих газах отделения Клауса, % об.: сероводорода диоксида серы	до 2,0 до 1,0
Адсорбер очистки газа B06	Расход кислого газа, м ³ /ч, не более	860
Ёмкость парового кон-денсата B07	Расход парового конденсата, м ³ /ч	14–24
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
Ёмкость питания котлов B08	Температура воды, °С	140–158
	Уровень, %	30–70

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Дымовая труба D01	Температура верха дымовой трубы, °C	320
Котёл-утилизатор E01	Давление водяного пара, МПа	0,4–0,5
	Температура технологического газа на выходе, °C	140–170
	Расход воды, м ³ /ч	до 28,0
	Уровень, % шкалы прибора	54–70
Теплообменник «газ-газ» E02	Температура технологического газа, °C: на входе в трубное пространство на входе в межтрубное пространство, не выше на выходе из межтрубного пространства	250–350 180 202–240
Котёл-утилизатор E03	Давление водяного пара, МПа	0,4–0,5
	Температура технологического газа в трубном пространстве, °C: на входе на выходе, не выше	250–325 180
	Расход воды, м ³ /ч	36,0
	Уровень, % шкалы прибора	54–70
	Давление воды, МПа	0,8–1,2
Экономайзер E04	Температура воды, °C: на входе на выходе	120–135 150–155
	Расход воды, м ³ /ч	126–290
	Температура газов регенерации на выходе, °C	300–330
Конденсатор E06/B05	Давление водяного пара в E06, МПа	0,4–0,5
	Температура газа на выходе из B05, °C, не выше	165
	Уровень в E06, % шкалы прибора	54–70
Пароперегреватель E07	Температура водяного пара, °C	300–343
	Расход воды на впрыск, м ³ /ч	5,0–9,3
Теплообменник E08	Температура воды на выходе, °C	до 50
Яма суточного хранения серы T01	Температура, °C: серы воздушного пространства	130–160 100–165
	Уровень серы, % шкалы прибора	40–90
Яма дегазации серы T02	Температура, °C: серы воздушного пространства	130–150 100–150
	Содержание сероводорода, % об.: в воздушном пространстве в отсасываемом воздухе	0,1–2,0 0,1–2,5
	Уровень серы, % шкалы прибора	40–90
	Расход водяного пара, т/ч	3,3–4,4
Эжектор отсоса воздуха (J01) из T02	Расход водяного пара, т/ч	3,3–4,4

Конкретные параметры технологического режима изменяются в зависимости от производительности установки, состава кислых газов и некоторых других параметров.

5.5. Очистка и компримирование газов стабилизации конденсата (У-41)

Установки промывки и компримирования газов среднего давления У-41 предназначены для доочистки и компримирования газов, являющихся побочным продуктом установок стабилизации конденсата У-21, обработки производственных сточных вод (У-22) и очистки газа сероводорода и диоксида углерода (У-72). Кроме этого, в зависимости от нагрузки этих установок, на них может подаваться газ продувки скважин и газ стабилизации газового конденсата, хранящегося в подземных хранилищах.

Установки У-41 состоят из отделения аминовой очистки газа, состоящего из двух параллельно работающих идентичных линий, и отделения компримирования, общего для двух линий аминовой очистки. Каждая линия отделения очистки при нормальном режиме работы завода рассчитана на переработку 50 % газа среднего давления, поступающего на установку. Оборудование позволяет перерабатывать на одной линии 70 % сырья от номинальной производительности всей установки. Одновременная работа двух линий при 70 % нагрузке каждой из них проектом не предусмотрена.

Отделение компримирования состоит из пяти компрессоров, каждый производительностью 28 000 $\text{м}^3/\text{ч}$ газа. Компрессоры рассчитаны на работу с сырым неочищенным газом в пределах 1 тыс. ч в год. Частично очищенный от сероводорода и диоксида углерода газ с установок У-41 с содержанием сероводорода не более 0,3 % об. поступает на установки У-72, на которых его качество доводится до требуемых показателей.

5.5.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установок У-41 является:

- газ стабилизации конденсата, поступающий с установок У-21;
- газ расширения насыщенного амина, поступающий с установок У-72;
- газ стриппинга (газ отпарки), поступающий с установок У-22;
- этановая фракция с установок У-74.

Кроме того, на установки могут подаваться газы продувок скважин и газ стабилизации конденсата, хранящегося в подземных хранилищах.

Продукцией установки является:

- обессеренный компримированный газ, поступающий на дальнейшую доочистку установки У-72;
- отсепарированный газовый конденсат, поступающий на установки стабилизации У-21;
- кислый газ, поступающий на установки получения серы У-51.

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-41 приведены в табл. 5.9.

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-41

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Газ сырьевой	Компонентный состав, % об.:	
	вода	0,44
	сероводород	51,48
	диоксид углерода	14,28
	азот	0,51
	метан	25,89
	этан	2,46
	пропан	2,80
	бутан	0,88
	пентан	0,62
	углеводороды C ₆₊	0,36
	меркаптаны	0,28
Продукция		
Газ обессеренный, компримированный на У-72	Компонентный состав, % об.:	
	вода	0,10
	сероводород	0,30
	диоксид углерода	2,40
	азот	1,40
	метан	73,49
	этан	6,89
	пропан	7,92
	бутан	5,50
	пентан	1,20
	углеводороды C ₆₊	0,20
	меркаптаны	0,60
	диоксид углерода	19,36
	метан	1,00
	меркаптаны	0,01
Конденсат на У-20	Компонентный состав, % об.:	
	вода	51,83
	сероводород	0,04
	диоксид углерода	0,44
	азот	0,08
	метан	7,88
	этан	2,53
	пропан	6,95
	изобутан	1,57
	нормальный бутан	3,33
	изопентан	3,46
	нормальный пентан	4,10
	гексан	5,75
	гептан	5,54
	октан	3,78
	нонан	0,84
	декан	0,44
	сернистые соединения	1,44
	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,710

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Реагенты		
Диэтаноламин	Внешний вид	Жидкость или жёлтые кристаллы
	Массовая доля этаноламинов, %, не менее	98,0
	Показатель преломления, предел	1,477–1,479
	Температура кристаллизации, °С, не ниже	25,7
	Растворимость в воде	Без ограничений
Пеногаситель Силок-трим TM	Внешний вид	Вязкая жидкость от серого до коричневого цвета
	Содержание механических примесей	Отсутствует
	Условная вязкость, с, не более	200
	Температура кипения, °С, не ниже	160/300
	Реакция среды pH	6–7/6–8
	Пеногасящая способность	Выдерживает
Антивспениватель Силок-трим КПП А/В TM	Внешний вид	Вязкая жидкость от серого до коричневого цвета
	Содержание механических примесей	Отсутствует
	Условная вязкость, с, не более	200
	Температура кипения, °С, не ниже	160/300
	Реакция среды pH	6–7/6–8
	Пеногасящая способность	Выдерживает

Кроме пеногасителя СилоктримTM и антивспенивателя Силоктрим КПП А/ВTM могут применяться и другие марки этих реагентов.

5.5.2. Принципиальная технологическая схема

Очистка газа от сернистых соединений и компримирование газа производится на двух идентичных линиях каждой установки У-41. Технологическая схема и аппаратное оформление этих линий одинаковы.

Абсорбционные реакции процесса очистки газа являются экзотермическими и обратимыми. Низкая температура и высокое давление способствуют абсорбции сероводорода и диоксида углерода.

Химизм поглощения (хемосорбции) кислых компонентов (сероводорода, диоксида углерода и серооксида углерода) диэтаноламином описывается реакциями, приведёнными в разделе 5.2 для установок У-72.

Принципиальная технологическая схема установки У-41 приведена на рис. 5.5а (отделение аминовой очистки) и 5.5б (отделение компримирования). С целью упрощения на них не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.



Рис. 5.5. Принципиальная технологическая схема установки очистки и компримирования газа
У-41: *a* – отделение очистки

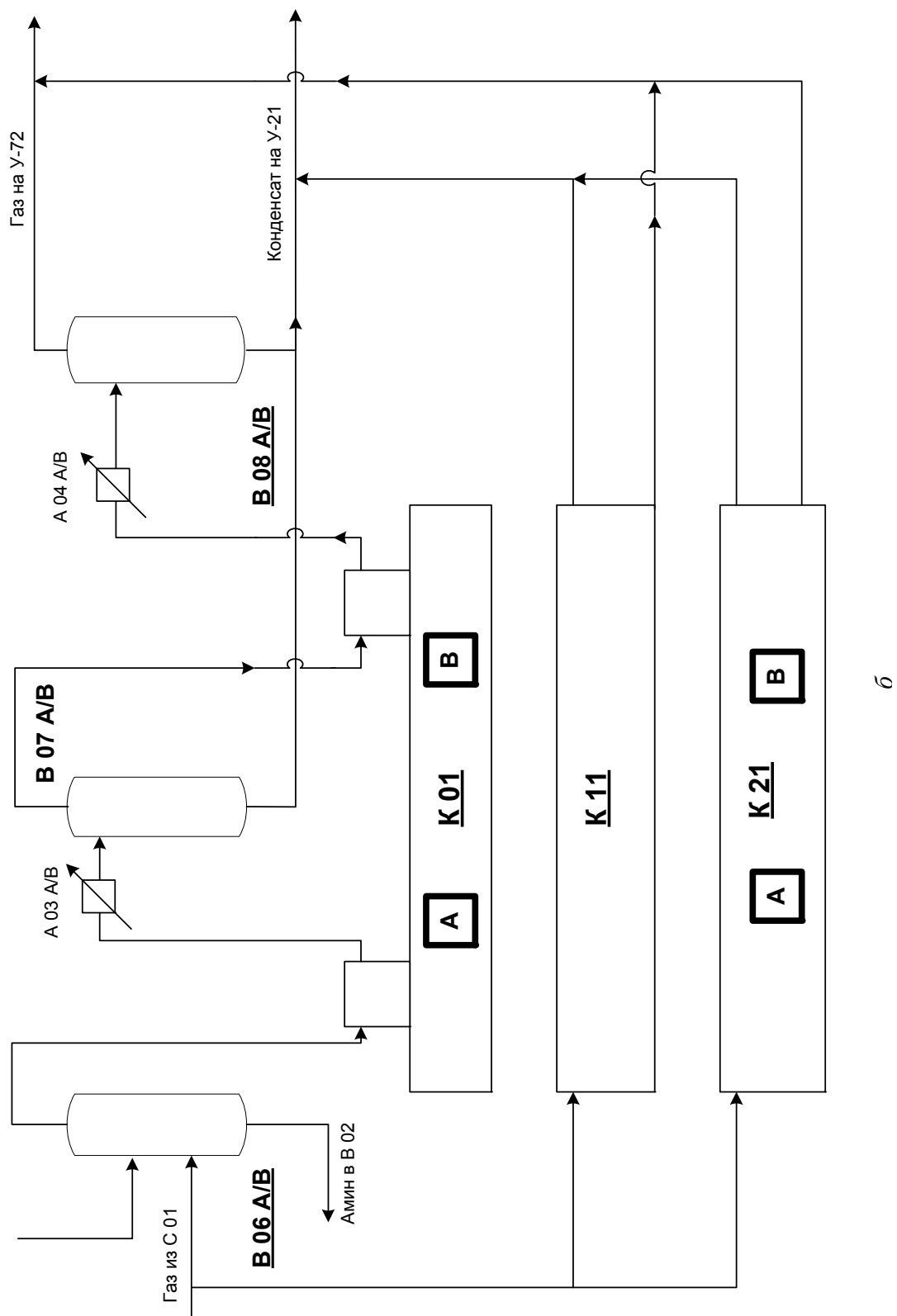


Рис. 5.5. Принципиальная технологическая схема установки очистки и компримирования газа
У-41: *б* – отделение компримирования (А и В – 1-я и 2-я ступени компримирования)

Отделение аминовой очистки газа. Одна технологическая линия отделения очистки газа состоит из блока абсорбции и блока регенерации. Общим для обеих линий является блок фильтрации раствора амина, бак хранения раствора амина T01, шламовая яма T02, а также дренажные сборники и сборник парового конденсата (последние аппараты на рис. 5.5 не указаны). Ниже приведено описание одной технологической линии.

Сероводородсодержащий газ с давлением до 1,5 МПа и температурой не более 48 °С поступает во входной сепаратор B01, где за счёт изменения направления потока газа на каплеотбойнике отбивается капельная жидкость. Каплеотбойник (коагулятор) изготовлен из нержавеющей сетки и установлен в верхней части сепаратора B01. Проходя через нержавеющую сетку, газ многократно изменяет своё направление и благодаря соударению частиц влаги с проволоочной сеткой происходит их отделение от газа. Внутренняя поверхность сепаратора B01 защищена антикоррозионным покрытием. Нижняя часть сепаратора снаружи оборудована змеевиком обогрева.

Отсепарированный в сепараторе B01 газ поступает в абсорбер C01 под 1-ю (нижнюю) тарелку через распределительное устройство. Абсорбер C01 оборудован 15-ю клапанными тарелками и блоком сепарационных элементов. Внутренняя поверхность кубовой части абсорбера C01 защищена антикоррозионным покрытием и защитным экраном из нержавеющей стали. Верхняя тарелка и сепарационные устройства предназначены для удаления капельной жидкости, уносимой с очищенным газом из абсорбера, и разрушения пены при вспенивании раствора амина. На тарелках газ, контактируя с раствором регенерированного диэтанолamina, очищается от сероводорода и диоксида углерода.

Раствор диэтанолamina с температурой до 65 °С подаётся на 14-ю тарелку абсорбера C01 из бака хранения амина T01. Для предотвращения вспенивания раствора амина в этот поток вводится антивспениватель.

Очищенный газ с верха абсорбера C01 с температурой до 65 °С и давлением до 1,47 МПа поступает в отделение компримирования во всасывающий коллектор компрессоров K01, K11 и K21.

Раствор амина, стекая вниз по тарелкам абсорбера C01, контактирует с сероводородсодержащим газом, насыщается сероводородом и диоксидом углерода и собирается в его кубовой части. Кубовая часть абсорбера защищена антикоррозионным покрытием и защитным экраном, состоящим из полотен нержавеющей стали. Из куба абсорбера C01 насыщенный водный раствор амина с коэффициентом насыщения не более 0,65 моль/моль поступает в расширитель (экспансер) B02, в котором из раствора амина за счёт снижения давления выделяется газовая фаза, и отдельным потоком отводится под 21-ю тарелку десорбера C02. Расширитель B02 оснащён струеразрушителем на входе раствора амина, перфорированными перегородками для

возможности откачки жидкости, и каплеотделителем из нержавеющей сетки. Насыщенный раствор амина из ёмкости-расширителя В02 подаётся на 20-ю тарелку десорбера С02 через рекуперативный теплообменник Е01, в котором нагревается потоком регенерированного раствора амина до 111 °С.

Десорбер С02 имеет 31 клапанную тарелку. На двадцати нижних тарелках осуществляется отпарка (регенерация) из насыщенного раствора амина сероводорода, диоксида углерода и углеводородов. На одиннадцати верхних тарелках (с 21-й по 31-ю) происходит улавливание капель раствора амина, уносимого парогазовой смесью с нижних тарелок, а также конденсация паров воды за счёт подаваемого холодного орошения на 31-ю (верхнюю) тарелку десорбера С02.

Регенерированный раствор диэтанолamina с первой (полуглухой) тарелки десорбера С02 поступает в ребойлеры Е02 для получения стриппинг-пара, подаваемого под вторую тарелку С02. Подогретый до 126 °С раствор амина переливается через перегородки ребойлера и поступает в куб десорбера С02. Для нагрева раствора амина в ребойлер Е02 подают водяной пар низкого давления с давлением до 0,5 МПа, температура которого находится в пределах 145–160 °С.

Регенерированный раствор амина из куба десорбера С02 последовательно охлаждается в теплообменнике Е01 до 100 °С потоком насыщенного раствора амина, далее в холодильниках воздушного охлаждения А02 до 65 °С и поступает в бак хранения амина Т01.

Вода орошения с верха десорбера С02 с температурой до 93 °С собирается в кармане 21-й тарелки и сливается в ёмкость В03, откуда возвращается в десорбер С02 на 31-ю тарелку для создания необходимого температурного режима колонны. Предварительно вода орошения охлаждается в холодильнике воздушного охлаждения А01 до 40–60 °С.

Кислый газ с верха десорбера С02 с температурой 40–60 °С и давлением 0,08–0,12 МПа подаётся в общий коллектор кислых газов, подаваемых на установки получения серы У-51.

Регенерированный раствор диэтанолamina с двух технологических линий поступает в бак Т01, откуда подаётся в абсорбер С01.

В бак Т01 подводится трубопровод подачи диэтанолamina с реагентного хозяйства завода. Для предотвращения контакта раствора амина с воздухом в бак Т01 постоянно подаётся азот. Бак оборудован поплавковым устройством для удаления поверхностного слоя углеводородов и продуктов разложения и деструкции амина, которые отводятся в яму аминового шлама Т02.

Блок фильтрации отделения очистки предназначен для удаления из раствора амина механических примесей и поверхностно-активных веществ.

Фильтрация раствора – один из способов борьбы с коррозией, т. к. после фильтрации в растворе содержится меньше механических примесей, способствующих устойчивому пенообразованию, а также коррозионно-

активных продуктов разложения. Блок фильтрации раствора амина действует непрерывно с максимальной нагрузкой 200 м³/ч. В блок фильтрации входят целлюлозный горизонтальный фильтр FL01, угольный вертикальный фильтр FL02 и фильтр FL03, оснащённый патронами с фильтрующей тканью, улавливающей угольную пыль. Поток амина в количестве не менее 10 % от циркулирующего раствора двух линий установки отбирается из бака T01 и подаётся на фильтр с целлюлозным слоем FL01.

Фильтр FL01 имеет горизонтальный барабан с 52-я вертикальными рамами общей поверхностью 140 м². Рамы с нержавеющей сеткой покрывают слоем целлюлозного волокна, который задерживает примеси размером более 1 микрона. После фильтра FL01 раствор амина делится на два потока: один поток подают в бак T01, а другой в количестве примерно 10 % от отфильтрованного в FL01 – в угольный фильтр FL02. Когда перепад давления на фильтре FL01 достигает 0,3 МПа, фильтр останавливают для замены фильтрующего слоя.

Часть раствора амина после фильтра FL01 (20 м³/ч) поступает на дополнительную обработку в фильтр FL02, заполненный активированным гранулированным углём. Уголь извлекает из раствора амина углеводороды, что способствует уменьшению пенообразования.

Раствор амина после фильтра FL02 проходит фильтр FL03, где отделяются мелкие частицы угля размером более 25 микрон, и общим потоком с раствором амина, выходящим из FL01, поступает в бак T01. Фильтр FL03 состоит из 27-ми полипропиленовых патронов, которые заменяют при увеличении перепада давления на фильтре более 0,1 МПа.

Отделение компримирования. Отделение компримирования состоит из пяти параллельно подключённых компрессоров и предназначено для подачи очищенного газа среднего давления, получаемого с давлением 1,36–1,42 МПа на установки сероочистки У-72, работающие под давлением до 6,7 МПа.

Газ, пройдя входной сепаратор 1-й ступени B06, в котором за счёт изменения направления потока газа отбивается капельная жидкость, поступает на вход 1-й ступени компрессора. Сепаратор B06 оборудован каплеотбойником из нержавеющей сетки для исключения уноса жидкости с газом в компрессор. Уловленная в сепараторе B06 жидкость поступает из него в расширительную ёмкость B02.

После 1-й ступени компрессора газ с температурой до 125 °С и давлением до 3,11 МПа поступает в аппарат воздушного охлаждения A03, в котором охлаждается до температуры не выше 50 °С, и далее в сепаратор B07.

Со 2-й ступени компрессора газ с температурой до 115 °С и давлением до 6,75 МПа поступает последовательно в воздушный холодильник A04, в котором охлаждается до температуры 50 °С, и в сепаратор B08. Жидкость с сепараторов B07 и B08 выводится на установку У-21.

Компримированный газ из сепаратора В08 поступает в нагнетательный коллектор и далее на установки У-72.

Линии всасывания и нагнетания двухступенчатого поршневого компрессора оборудованы амортизирующими баллонами (демпферами) для сглаживания пульсации перекачиваемого газа. Цилиндры двухстороннего действия расположены в компрессоре горизонтально. Каждый цилиндр компрессора оборудован 4-мя всасывающими и 4-мя нагнетательными клапанами (по два на каждое действие). Всасывающие клапаны оборудованы пневматическими устройствами, обеспечивающими сброс давления во всасывающий трубопровод для регулирования производительности компрессора.

В бетонную шламовую яму Т02 поступают:

- отработанный фильтрующий слой из фильтра FL01, состоящий из целлюлозного волокна в растворе с водой и отходами от фильтрования;
- продукты пропарки фильтра FL02;
- углеводороды (верхний слой) из Т01;
- продукты пропарки аппаратов при их ремонте.

По мере накопления шламовая смесь из Т02 откачивается на установки У-65.

5.5.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-41 приведены в табл. 5.10.

Таблица 5.10

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установок У-41

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Абсорбер С01	Температура, °С, не выше: сырьевого газа	65
	куба	92
	Перепад давления, МПа, не более	0,03
	Расход раствора амина на 14-ю тарелку, м ³ /ч, не более	870
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
Регенератор (десорбер) С02	Температура, °С: кислого газа	40–60
	регенерированного раствора амина, не выше	126
	на контрольной тарелке, не выше	103
	Давление кислого газа, МПа	0,08–0,12
	Перепад давления, МПа, не более	0,09
	Расход орошения на 31-ю тарелку, м ³ /ч	274–414
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
	Содержание сероводорода в регенерированном растворе амина, г/дм ³ , не более	6,0

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Сепаратор газа С01	Давление сырьевого газа, МПа	1,4–1,5
	Температура сырьевого газа, °С, не выше	48
	Расход сырьевого газа, м ³ /ч	22 400–59 100
	Уровень, % шкалы прибора	20–50
Ёмкость расширения амина В02	Уровень, % шкалы прибора	30–70
Ёмкость орошения В03	Температура, °С, не выше	93
	Расход воды, м ³ /ч	1–4
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
Входной сепаратор газа 1-й ступени компрессора В06, В16, В26	Давление, МПа	1,34–1,42
	Температура, °С, не выше	65
	Уровень, % шкалы прибора	20–50
Сепаратор газа 2-й ступени компрессора В07, В17, В27	Уровень, % шкалы прибора	20–50
Сепаратор газа на выходе 2-й ступени компрессора В08, В18, В28	Давление, МПа, не более	6,75
	Уровень, % шкалы прибора	20–50
Фильтр целлюлозный FL01	Расход раствора амина, м ³ /ч, не более	200
	Перепад давления, МПа, не более	0,3
Угольный фильтр FL02	Расход раствора амина, м ³ /ч, не более	20
	Перепад давления, МПа, не более	0,25
Компрессор К01, К11, К21	Давление на выходе 1-й ступени, МПа, не более	3,1
	Температура на выходе, °С, не выше: 1-й ступени 2-й ступени	125 115
Рекуперативный теплообменник Е01	Температура, °С, не выше: насыщенного раствора амина на выходе из трубного пространства регенерированного раствора амина на выходе из межтрубного пространства	111 100
Рибойлер Е02	Температура регенерированного раствора амина в межтрубном пространстве, °С, не выше	126
Холодильник воздушного охлаждения А01	Температура продукта на выходе, °С	40–60
Холодильник воздушного охлаждения А02	Температура продукта на выходе, °С	50–70
Бак хранения раствора амина Т01	Температура, °С, не выше	65
	Уровень, % шкалы прибора, не менее	30

Конкретные параметры технологического режима работы установок У-41 варьируются в зависимости от производительности и требуемой степени обессеривания перерабатываемого газа.

5.6. Стабилизация конденсата и обработка пластовой воды (У-20)

Установка стабилизации конденсата и обработки пластовой воды У-20 предназначена для предварительной стабилизации углеводородного конденсата, отделённого от газа на различных этапах его обработки и обработки пластовых и загрязнённых технологических вод завода. Включает в себя установку У-21 (двухступенчатая дегазация конденсата и его отстой от воды, электрообессоливание и стабилизация), установку У-22 (сепарация жидких углеводородов, разложение соляной кислотой сульфидов и карбонатов до сероводорода и диоксида углерода с фильтрацией от механических примесей и твёрдых частиц, удаление растворённых сероводорода и диоксида углерода посредством отпарки товарным газом, нейтрализация гидрооксидом натрия, сепарация остаточных жидких углеводородов) и блок У-29 (является общим для двух установок У-21 и У-22, включает в себя следующее общее оборудование: В04, В05, В07, А01, Е04, бак хранения соляной кислоты Т01, бак хранения щёлочи Т02 и насосы).

Производительность установки У-21 по стабильному конденсату составляет 2 649,0 тыс. т/год, а производительность установки У-22 по очищенной нейтрализованной воде – 230,8 тыс. т/год. Максимальная производительность одной линии – 70 % номинальной производительности обеих линий. Рабочее годовое время установки – 8 тыс. ч.

Проектная документация установок разработана французской фирмой «Текнип» (Париж). Привязка установки к межцеховым коммуникациям и общезаводским сетям выполнена институтом «ЮжНИИГИПРОгаз» (Донецк).

5.6.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установки У-21 является смесь углеводородных конденсатов, поступающих с установок У-71, У-72, У-74 и У-41, со склада некондиционной продукции завода и из системы рекуперации продувок завода.

Сырьём установки У-22 является пластовая вода, вся технологически загрязнённая вода завода, прошедшая предварительную обработку на установках У-65, и вода, поступающая с установок переработки газового конденсата.

Целевым продуктом установки У-21 является стабильный газовый конденсат. Кроме того, на установке получают газ стабилизации конденсата, поступающий на установки промывки и компримирования газов среднего давления У-41, и воду, поступающую затем на блок фильтрации установок сжигания производственных отходов У-65.

Целевым продуктом установки У-22 является нейтрализованная и обезмасленная вода, очищенная от сероводорода, диоксида углерода

и углеводородов и поступающая на закачку в пласт. Побочным продуктом У-22 является кислый газ, поступающий на установки производства серы У-51, и газ обработки воды, поступающий на установки У-41.

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-20 приведены в табл. 5.11.

Таблица 5.11

Основные показатели качества сырья и продукции

Наименование	Показатели качества	Значение
Установка стабилизации газового конденсата У-21		
Сырьё		
Конденсат газовый нестабильный с установок У-71	Компонентный состав, % об.:	
	сумма углеводородов C ₅₊	25,0–45,0
	азот	0,1–1,9
	диоксид углерода	5,0–10,0
	сероводород	24,0–47,0
	меркаптановая сера	0,1–0,6
	Массовая концентрация хлористых солей, мг/дм ³ , не более	10,0
	Массовая концентрация воды, мг/дм ³ , не более	15,0
	Ингибитор коррозии Додиген 4 482-1, мг/дм ³ , не более	300,0
Конденсат с установок У-41	Компонентный состав, % об.:	
	вода	51,83
	сероводород	0,04
	диоксид углерода	0,44
	азот	0,08
	метан	7,88
	этан	2,53
	пропан	6,95
	бутан	4,90
	пентан	7,56
	углеводороды C ₆₊	16,35
	сернистые соединения	1,44
	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,710
Конденсат с установок У-74	Компонентный состав, % об.:	
	азот	0,30
	метан	24,54
	этан	3,35
	пропан	5,64
	бутан	5,03
	пентан	10,52
	углеводороды C ₆₊	48,94
	сернистые соединения	1,68
	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,650

Наименование	Показатели качества	Значение
Продукция		
Конденсат газовый стабильный	Давление насыщенных паров, Па (мм рт. ст.), не более:	
	в зимний период	93 325 (700)
	в летний период	66 661 (500)
	Массовая концентрация, не более:	
	вода, % об.	0,5
	механических примесей, % об.	0,05
	хлористых солей, мг/дм ³	5
	сероводорода, мг/дм ³	100
	меркаптанов, мг/дм ³	2 500
	Плотность при 15 °С, г/см ³	Не нормируется
Газ стабилизации на У-41	Компонентный состав, % об.:	
	вода	0,09
	сероводород	54,47
	диоксид углерода	12,50
	азот	0,38
	метан	24,24
	этан	2,58
	пропан	3,15
	бутан	1,10
	пентан	0,68
	углеводороды C ₆ +	0,53
	сернистые соединения	0,28
	Средняя молекулярная масса	31,97
Технологическая вода на установки У-65	Компонентный состав, % об.:	
	вода	99,77
	сероводород	0,15
	диоксид углерода	0,03
	метан	0,05
Установка обработки вод У-22		
Сырьё		
Технологическая вода с установок У-65	Компонентный состав, % мол.:	
	вода	99,53
	сероводород	0,42
	диоксид углерода	0,04
	метан	0,01
	Содержание солей, мг/л	до 12
Вода с установки У-1.731	Компонентный состав, % мол.:	
	вода	98,09
	сероводород	0,93
	диоксид углерода	0,91
	метан	0,07
	углеводороды C ₅ +, г/л, не более	0,5
	карбонат натрия (Na ₂ CO ₃), г/л, не более	49,5
	сульфид натрия (Na ₂ S), г/л, не более	37,1
	гидроксид натрия (NaOH), г/л, не более	6,2
	дисульфоталлоцианин кобальта, г/л	0,6*
	диэтиленгликоль, г/л	22,8*

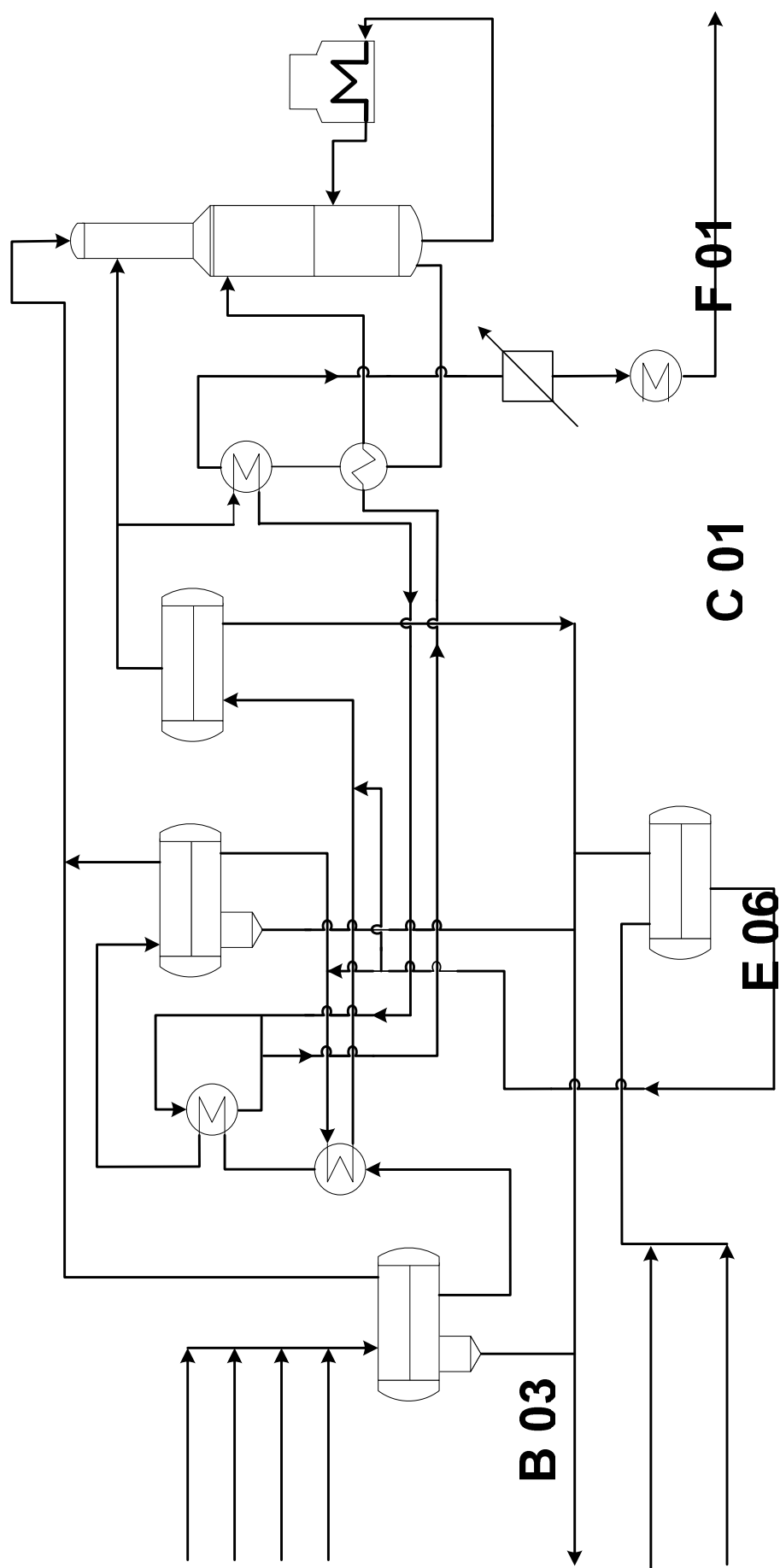
Наименование	Показатели качества	Значение
Товарный газ с установок У-74	Компонентный состав, % мол.:	
	диоксид углерода	0,02
	азот	4,56
	метан	92,5
	этан	2,92
Продукция		
Обработанная вода с установок У-22	Компонентный состав, % мол.:	
	вода	99,994
	сероводород	0,004
	диоксид углерода	0,002
	Содержание, мг/дм ³ , не более:	
	соли	120
	углеводороды	50
	механические примеси	60
	сероводород	5
	рН	6,5–9,0
Кислый газ на установки У-51	Компонентный состав, % мол.:	
	вода	4,23
	сероводород	64,14
	диоксид углерода	27,62
	метан	4,01
Стриппинг-газ (газ отпарки) на установки У-41	Компонентный состав, % мол.:	
	вода	0,88
	сероводород	1,46
	диоксид углерода	0,16
	азот	4,45
	метан	90,2
	этан	2,85

Примечание. * Периодически 180 ч/год.

Компонентные составы продукции установки У-20 могут несколько меняться в зависимости от состава сырьевых потоков и производительности установки.

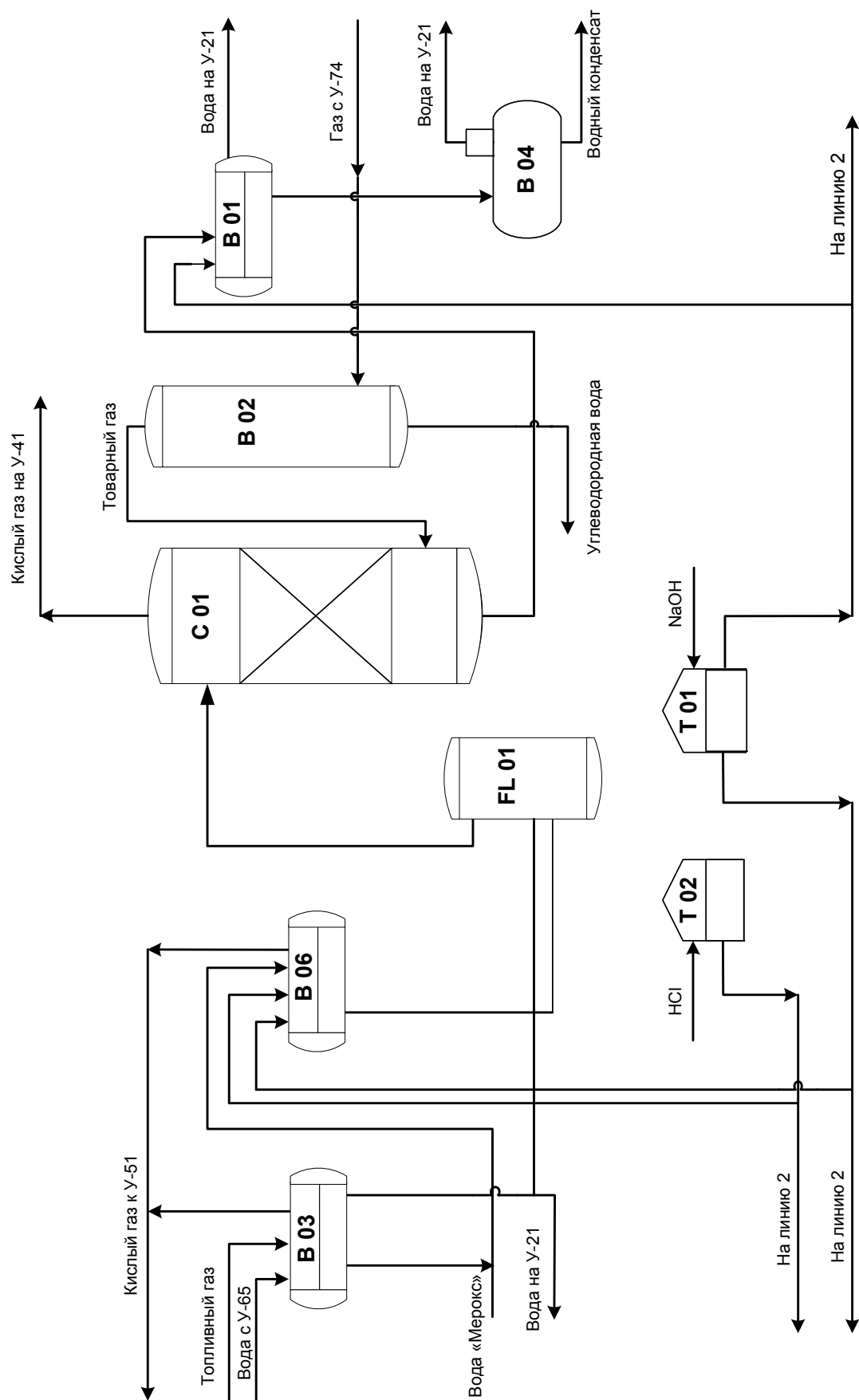
5.6.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема установки У-21 (стабилизации газового конденсата) приведена на рис. 5.6а, а установки обработки загрязнённых производственных вод У-22 – на рис. 5.6б.



a

Рис. 5.6. Принципиальная технологическая схема: *a* – установка стабилизации конденсата У-21



б

Рис. 5.6. Принципиальная технологическая схема: б – установка обработки производственных сточных вод У-22

С целью упрощения на схемах не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

5.6.2.1. Установка стабилизации газового конденсата (У-21)

Процесс стабилизации газового конденсата, как уже отмечалось выше, включает двухступенчатую дегазацию газового конденсата с его одновременным отстоем от воды, электрообессоливание газового конденсата и его стабилизацию.

Дегазация сырья и его отстой от воды. Сырьём установок У-21 является газовый конденсат, поступающий с установок У-71, У-72, У-74 и У-41, а также нестабильный газовый конденсат из подземных ёмкостей. Объединённый поток газового конденсата поступает на первую ступень дегазации и отстоя в трёхфазный сепаратор В01, в котором происходит отделение газовой фазы и газового конденсата от свободной воды. Давление в трёхфазном сепараторе В01 составляет не более 2,75 МПа. Отстоявшуюся воду собирают в специальном отстойнике в нижней части трёхфазного сепаратора В01 и выводят на установки У-65 для фильтрации.

Отсепарированный газовый конденсат из трёхфазного сепаратора В01 проходит последовательно теплообменник Е01, в котором его нагревают газовым конденсатом из ёмкости В02, и теплообменник Е02, в котором он нагревается обессоленным газовым конденсатом из теплообменника Е06. Далее газовый конденсат с температурой 60–70 °С поступает на вторую ступень дегазации и отстоя в трёхфазный сепаратор В02.

В трёхфазном сепараторе В02 за счёт снижения давления (не более 2,5 МПа) и увеличения температуры проводят дополнительную дегазацию газового конденсата, а также отстаивание уносимой из В01 свободной воды.

Воду из отстойника трёхфазного сепаратора В02 подают на фильтрацию установки У-65.

Отсепарированный газовый конденсат из трёхфазного сепаратора В02 с температурой 57–67 °С направляют в теплообменник Е01, в котором он отдаёт свое тепло потоку газового конденсата из В01, и далее он с температурой 30–50 °С поступает в электростатический обессоливатель В03.

На входе газового конденсата в теплообменник Е01 в него подают инъекцией воду для обессоливания.

Электрообессоливание. В электрообессоливателе В03 под воздействием постоянного электрического поля происходит поляризация, укрупнение и осаждение капель воды с растворёнными в ней солями. Рабочее напряжение между электродами электрообессоливателя В03 составляет 16–18 кВ.

Обессоливание газового конденсата осуществляется в два этапа. Предварительно в газовый конденсат подают технологическую воду и тщательно

перемешивают эту смесь для растворения солей, находящихся в этом газовом конденсате. На втором этапе полученную газоконденсатную эмульсию подают в электрообессоливатель В03 для разделения в постоянном электрическом поле газового конденсата и воды с растворёнными в ней солями.

Вода на обессоливание газового конденсата подаётся из ёмкости В07 двумя потоками. Первый поток воды в количестве до 3 м³/ч впрыскивается в газовый конденсат на его входе в электрообессоливатель В03. Второй поток воды подаётся в газовый конденсат на входе в теплообменник Е01.

Обессоленный конденсат с верхней части электрообессоливателя В03 под давлением до 2,2 МПа подаётся на стабилизацию в колонну С01, а обогащённую солями воду, отделённую от газового конденсата электроосаждением, из нижней части В03 подают в ёмкость В07, откуда её выводят на установки фильтрации У-65. В ёмкость В07 подают воду с производства переработки газового конденсата, а в период его ремонта – химически очищенную (деминерализованную) воду.

Стабилизация конденсата. Обессоленный газовый конденсат после электрообессоливателя В03 разделяют на два потока. Первый поток до 40 % от его общего количества подают на 19-ю тарелку стабилизационной колонны С01 в качестве холодного орошения. Второй поток обессоленного газового конденсата проходит теплообменник Е06, в котором нагревается до 145 °С за счёт тепла потока стабильного газового конденсата, далее он отдаёт часть тепла потоку нестабильного конденсата после 1-й ступени сепарации в теплообменнике Е02 и повторно нагревается потоком стабильного газового конденсата в теплообменнике Е03 до 130–150 °С. Нагретый нестабильный газовый конденсат подают на 8-ю тарелку стабилизационной колонны С01 в качестве горячего питания.

Стабилизационная колонна С01 представляет собой вертикальный аппарат, оборудованный 19-ю клапанными тарелками. Кубовая часть колонны разделена вертикальной перегородкой на два отсека. Конструкция 15-й и 17-й тарелок позволяет выводить отпаренную от газового конденсата воду в выносной сборник, откуда её периодически дренируют на установки У-65 или в ёмкость В04.

В стабилизационной колонне С01 при давлении 1,47–1,60 МПа и температуре куба 245–260 °С от газового конденсата отгоняют сероводород, диоксид углерода и лёгкие углеводороды, чем достигается стабилизация конденсата. Тепло, необходимое для отгонки лёгких углеводородов, подводят в кубовую часть стабилизационной колонны потоком нагретого кубового остатка, циркулирующего через трубчатую печь F01. Восходящий из куба паровой поток контактирует на тарелках стабилизационной колонны с нисходящим потоком жидкого газового конденсата. В результате тепломассообмена газовый конденсат освобождается от лёгких компонентов, которые с температурой до 40–55 °С в виде газов стабилизации выводятся с верха колонны С01 на установки У-41.

Трубчатая печь F01 представляет собой стальной вертикальный цилиндрический аппарат с конвекционной камерой в верхней части и дымовой трубой высотой 60 м. Внутренняя поверхность печи защищена футеровкой. Подовая часть печи оборудована 8-ю газовыми горелками, расположенными симметрично. Газы стабилизации, отводимые с верха стабилизационной колонны C01, объединяют с газами расширения (выветривания) из сепараторов B01 и B02 и направляют на установку У-41.

Как уже отмечалось, куб стабилизационной колонны C01 разделён на два отсека, разделённые вертикальной перегородкой. Стабильный конденсат стекает с нижней тарелки колонны во второй отсек куба колонны и по мере накопления выводится с температурой 245–260 °С. Из первого отсека осуществляют циркуляцию кубового остатка через трубчатую печь F01. Вертикальная перегородка имеет отверстие диаметром 500 мм, которое даёт возможность перетекать части (полностью стабилизированного) газового конденсата из второго в первый отсек, и тем самым вести горячую циркуляцию кубового остатка значительно большим расходом, чем расход поступающего в колонну C01 нестабильного обессоленного газового конденсата.

Проходя последовательно теплообменники E03 и E06, стабильный газовый конденсат отдаёт своё тепло потоку обессоленного конденсата и охлаждается до температуры 150–160 °С. Далее стабильный газовый конденсат охлаждают в холодильнике воздушного охлаждения A01 и доохлаждают до 50 °С в водяном холодильнике E04. Охлаждённый стабильный конденсат после E04 направляют на установку У-1.731 для дальнейшей переработки или на склад хранения (резервуарный парк). Схемой завода предусмотрена возможность поступления газового конденсата в B01 со склада некондиционной продукции, а также вывод некондиционного конденсата после A01 на этот склад.

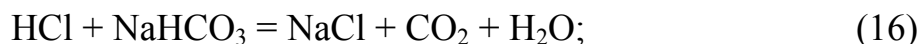
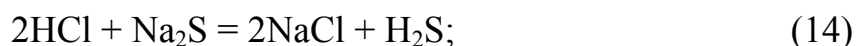
5.6.2.2. Установка обработки загрязнённых производственных вод завода (У-22)

Процесс обработки загрязнённых производственных вод завода включает в себя пять стадий: удаление кислых газов расширения, перевод сульфидов и карбонатов в хлориды с выделением сероводорода и диоксида углерода, отдувку растворённых сероводорода и диоксида углерода, нейтрализацию и фильтрацию остаточных жидких углеводородов.

Сепарация жидких углеводородов и удаление кислых газов расширения. Отфильтрованная на У-65 от механических примесей технологическая вода подаётся в буферную ёмкость B03. Объём ёмкости B03 обеспечивает необходимое время пребывания воды (примерно 3 ч) для отстаивания и отделения основной части жидких углеводородов и стабилизации загрузки. В этой ёмкости при давлении 0,27–0,45 МПа происходит также частичное выделение растворённых кислых компонентов, которые сбрасываются на установки получения серы У-51.

Частично дегазированную пластовую воду из буферной ёмкости В03 вместе с технологической водой процесса «Мерокс», поступающей с производства по переработке газового конденсата, подают в ёмкость окисления В06.

Обработка воды соляной кислотой (перевод сульфидов и карбонатов в хлориды с выделением сероводорода и диоксида углерода). Ёмкость окисления В06 разделена вертикальными перегородками на три отсека. Первый отсек представляет собой реакционную зону аппарата, в которую подают раствор соляной кислоты. В процессе реакции сульфиды и карбонаты переводятся в хлориды с выделением сероводорода и двуокиси углерода в соответствии с химическими реакциями



Для более полного протекания реакции в реакционной зоне поддерживается постоянный избыток соляной кислоты. Для лучшего протекания реакций ёмкость окисления В06 оборудована электрической мешалкой

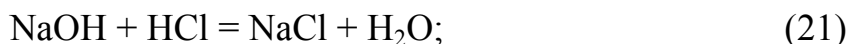
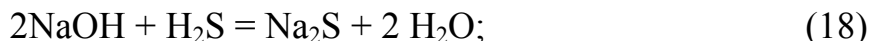
Во втором отсеке протекают те же реакции, но скорость их невелика из-за малых концентраций реагируемых веществ. Третий отсек является отстойной зоной. При большом избытке кислоты в реакционной зоне возможна подача щёлочи в первый отсек ёмкости окисления В06 для частичной нейтрализации и поддержания рН среды в требуемых пределах. Кислые газы, образовавшиеся при реакции, выделяют в отстойной зоне и вместе с газами выветривания из В03 подают на установки получения серы У-51.

Воду из отстойной зоны ёмкости для окисления В06 через фильтр тонкой очистки FL01 подают в верхнюю часть стриппинг-колонны С01.

Отдувка сероводорода и диоксида углерода. Процесс предназначен для удаления из воды растворённых и полученных в В06 кислых газов при помощи отдувочного газа, в качестве которого применяется очищенный товарный газ, который подают через сепаратор В02 в нижнюю часть колонны С01.

Вода, стекающая по колонне С01, контактирует на насадке (кольца Рашига) с встречным потоком отдувочного (товарного) газа, в результате чего освобождается от кислых компонентов и собирается в кубовой части колонны С01. Из куба колонны С01 воду, имеющую рН менее 4,0, направляют в ёмкость нейтрализации В01. Отдувочный товарный газ проходит по колонне С01 снизу вверх, контактируя с водой, насыщается кислыми компонентами и выводится на установки У-41 на очистку.

Нейтрализация воды. Ёмкость нейтрализации В01 разделена вертикальной перегородкой на два отсека. Первый отсек является реакционной зоной, где протекают следующие реакции с нейтрализацией агрессивных соединений:



Для лучшего протекания реакции ёмкость-нейтрализатор В01 оборудована электрической мешалкой.

Во втором отсеке заканчиваются реакции, происходит стабилизация рН и отстой нейтрализованной воды, которую из нижней части аппарата по мере накопления подают в фильтр-маслоотделитель В04.

Фильтрация остаточных жидких углеводородов. В маслоотделителе В04 при прохождении через фильтры-коагуляторы вода освобождается от остаточных жидких углеводородов и выводится из нижней части аппарата на полигон для закачки в пласт.

Щёлочь, предназначенная для нейтрализации технологической воды, хранится в виде раствора в баке Т01. Соляная кислота для окисления технологической воды хранится в виде раствора в баке Т02.

5.6.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-21 и У-22

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установок У-21 и У-22 приведены в табл. 5.12.

Таблица 5.12

Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-21 и У-22

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Установка У-21		
Стабилизационная колонна С01	Давление, МПа	1,47–1,60
	Температура, °С:	
	газа	40–55
	куба	245–260
	Расход, м ³ /ч:	
	газового конденсата на 19-ю тарелку	45–135
	газового конденсата на 8-ю тарелку	65–205
	Уровень, % шкалы прибора	40–70

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Электрообессоливатель В03	Давление, МПа, не более	2,2
	Температура, °С	30–50
	Расход воды на обессоливание, м ³ /ч, не более	3,0
Трубчатая печь F01	Температура, °С:	
	газового конденсата на выходе	245–260
	стенки труб, не выше	320
	в радиантной камере, не выше	870
	дымовых газов, не выше	260
	Расход, м ³ /ч:	
	газового конденсата	300–710
	топливного газа	1 100–2 600
Ёмкость дегазации (расширитель) В01	Давление, МПа, не более	2,75
	Температура, °С, не ниже	20
	Уровень, % шкалы прибора:	
	общий	30–70
Ёмкость дегазации (расширитель) В02	Давление, МПа, не более	2,5
	Температура, °С	57–67
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
	Уровень, % шкалы прибора	30
Ёмкость дегазации (расширитель) В02	Давление, МПа, не более	2,5
	Температура, °С	57–67
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
	Уровень, % шкалы прибора	30
Ёмкость воды обессоливателя В07	Давление, МПа, не более	0,12
	Расход воды, м ³ /ч, не более	3,0
	деминерализованной	6,0
	с производства по переработке	
Теплообменник E02	Температура нестабильного конденсата на выходе из трубного пространства, °С	60–70
	Температура нестабильного конденсата на выходе из трубного пространства, °С	130–150
Холодильник воздушного охлаждения А01	Температура стабильного конденсата на выходе, °С	40–50
Водяной холодильник E04	Температура стабильного конденсата на выходе, °С, не выше	50
Установка У-22		
Ёмкость В03	Давление, МПа	0,27–0,45
	Расход воды, м ³ /ч, не более	13,0
	Уровень, % шкалы прибора:	
	воды, не ниже	60
Ёмкость окисления В06	Углеводородов, не выше	50
	Расход воды, м ³ /ч	1,0–2,5
	Уровень воды, % шкалы прибора	40–70
	рН, не более	4,0
Отгонная колонна С01	Давление, МПа	1,60–1,75
	Расход отпарного (топливного) газа, м ³ /ч	1 200–2 000
	Уровень воды, % шкалы прибора	40–70

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Ёмкость нейтрализации В01	Уровень воды, % шкалы прибора	40–70
	рН	6,5–9,0
Фильтр-отделитель В04	Расход воды на захоронение, м ³ /ч, не более	16
	Уровень углеводов, % шкалы прибора, не ниже	80
Бак хранения щёлочи Т01	Уровень щёлочи, % шкалы прибора	20–80
Бак хранения кислоты Т02	Уровень кислоты, % шкалы прибора	

Конкретные параметры технологического режима работы установок У-21 и У-22 варьируются в зависимости от её производительности и состава сырьевых потоков.

5.7. Фильтрация загрязнённых вод и сжигание промышленных отходов (У-65)

Установка У-65 состоит из двух блоков, один из которых предназначен для дегазации и фильтрации загрязнённых (пластовых) вод, а другой – для сжигания промышленных отходов.

Производительность блока по дегазации и фильтрации загрязнённых вод – 14 м³/ч. В случае работы блока без фильтрации в режиме дегазации загрязнённой воды производительность секции по воде равна 16 м³/ч. Отфильтрованную воду направляют на установки У-22. Осадок от промывки фильтров поступает на блок сжигания. Кислый газ направляют на установки У-51. На блок сжигания поступают жидкие и твёрдые отходы с установок завода.

Установка фильтрации загрязнённых вод и сжигания промышленных отходов У-65 построена по проекту и рабочим чертежам фирмы «Текнип» (Париж, Франция). Привязка установки к междоусловным коммуникациям и общезаводским сетям выполнена институтом «ЮжНИИГИПРОгаз» (Донецк).

5.7.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём блока дегазации и фильтрации загрязнённых (пластовых) вод установок У-65 является пластовая вода с установок У-71 и вода, отсепарированная от углеводородного конденсата с установок У-21.

Сырьём блока сжигания промышленных отходов являются жидкие и твёрдые отходы с установок завода. К жидким отходам относятся аминовыи шлам, поступающий с установок У-72 и У-41 (проектное количество водного раствора шлама – 100 м³ в неделю), и шлам, образующийся при промывке фильтров блока фильтрации установки У-65 (проектное количество шлама – 500–600 кг сухих веществ на 7,5 м³ воды). К твёрдым отходам относится активированный уголь из фильтров аминовой очистки установок У-72 и У-41 (проектное количество – 55,2 т/год) и активированный уголь из фильтров очистки воздуха в зданиях установок (проектное количество – 32 т/год).

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-65 приведены в табл. 5.13.

Таблица 5.13

Основные показатели качества сырья и продукции установок У-65

Наименование	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Вода с установок У-71	Компонентный состав, % масс.:	
	вода	97,06
	сероводород	2,34
	диоксид углерода	0,52
	азот	0,01
	метан	0,07
Вода с установок У-21	Компонентный состав, % масс.:	
	вода	99,77
	сероводород	0,15
	диоксид углерода	0,03
	метан	0,05
Аминовый шлам с установок У-72 и У-41	Компонентный состав, % масс.:	
	вода	99,3
	целлюлоза	0,5
	амин	0,2
Шлам из секции филь- трации установки У-65	Компонентный состав, % масс.:	
	вода	92,01
	целлюлоза	2,63
	глина	2,68
	механические примеси	2,68
Активированный уголь NC-30	Без асбеста, целлюлозного волокна	100 %
	Зольность, % масс., не более	0,3
	Белизна, %	88–92
	Альфа-целлюлоза, %	87–90
	Составные элементы, %:	
	кальций	0,10
	натрий	0,02
	железо	0,005
	магний	0,10
Продукция		
Отфильтрованная вода – целевой продукт установки У-65	Компонентный состав, % масс.:	
	вода	99,53
	сероводород	0,42
	диоксид углерода	0,04
	метан	0,01
Кислый газ на установку У-51	Компонентный состав, % об.:	
	вода	4,17
	сероводород	72,15
	диоксид углерода	19,61
	азот	0,37
	метан	3,70

Компонентные составы сырьевых потоков установки У-65 могут меняться в зависимости от технологического режима и производительности тех установок завода, с которых они поступают.

5.7.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема установки У-65 приведена на рис. 5.7. С целью упрощения на ней не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Блок дегазации и фильтрации загрязнённых (пластовых) вод. Кислая загрязнённая вода с установок У-71 и У-21 подаётся в ёмкости дегазации В01А/В, где под рабочим давлением 0,13 МПа вода дегазируется. Газ дегазации, содержащий сероводород, из ёмкостей дегазации В01А/В поступает на установки получения серы У-51. Загрязнённая вода поступает на фильтрацию в фильтры Х01/11 под рабочим давлением 1,13 МПа. Для поддержания в ёмкостях дегазации В01А/В твёрдых примесей во взвешенном состоянии предусмотрена рециркуляция отфильтрованной воды после фильтров Х01/11 обратно в ёмкости В01А/В (в количестве до 8 м³/ч).

В узел фильтрации этого блока входят два фильтра Х01/11 (оборудованы 40 фильтрующими пластинами с нержавеющей сеткой), бак Т02 приготовления концентрированного раствора фильтрующего материала (целлюлозы), бак Т03 предварительного слоя, который наносят путём циркуляции на пластины фильтров, ёмкость В02 для сбора шлама и промывочной воды с фильтров Х01/11 и насосов (на рис. 5.7 не показаны).

Процесс фильтрации осуществляется непрерывно путём поочередного перехода с одного фильтра на другой.

Блок сжигания промышленных отходов. Поступающий с установок У-41 и У-72 и хранящийся в заглублённой ёмкости Т01 в объёме примерно 100 м³ аминовый шлам подают в печь сжигания F01. Шлам фильтрации с ёмкости В02 также направляют в эту печь. Расход шлама фильтрации на печь сжигания F01 составляет максимум 3,5 м³/ч. Активированный уголь загружается в бункер хранения угля, из которого он шнеком направляется в жёлоб подачи промышленных отходов в печь сжигания F01. Сжигание угля может осуществляться по двум вариантам (50 и 70 кг/ч), что регулируется перемещением приводного ремня по шкиву электродвигателя.

Печь для сжигания промышленных отходов F01 вращающаяся, прямоточная (дымовые газы перемещаются в том же направлении, что и зола сжигания). Теплота, необходимая для сжигания шламов, обеспечивается горелкой смешанного типа (суммарная тепловая мощность 26,5 млн кДж/ч), работающей на топливном газе с принудительной подачей воздуха вентилятором. Дымовые газы горелки смешиваются с холодным воздухом разбавления, предназначенным для охлаждения футеровочного покрытия камеры предварительного сгорания и поддержания рабочей температуры в пределах 850–1 100 °С. Холодный воздух разбавления также подают вентилятором. Номинальная температура в камере сгорания составляет до 1 200 °С.

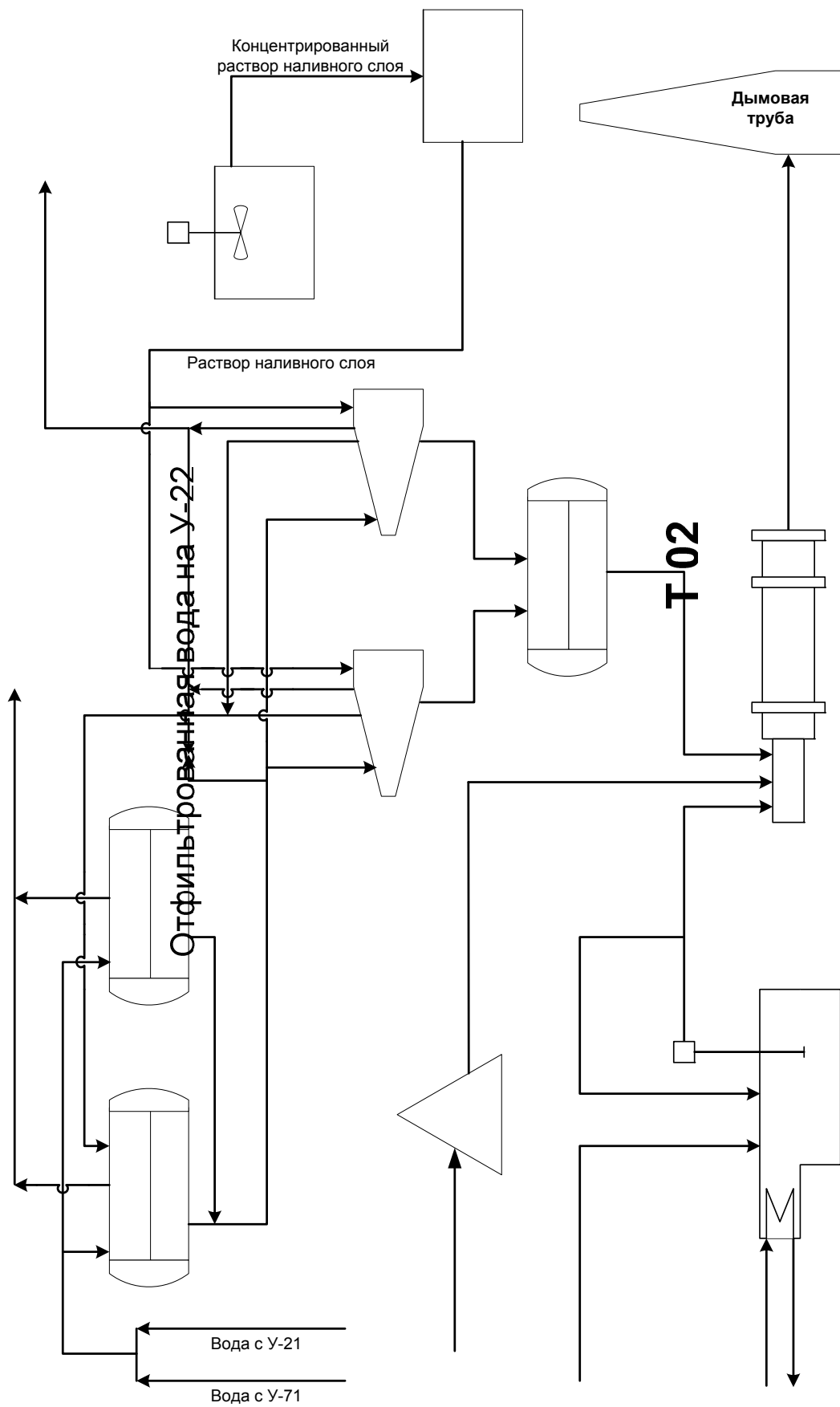


Рис. 5.7. Принципиальная технологическая схема установки фильтрации загрязнённых вод и сжигания промышленных отходов У-65

Осадок

Т 03

X (

Вращающаяся труба печи сжигания промышленных отходов F01 выполнена из жаропрочной стали 20Х23Н18 по ГОСТ 5632-72 (максимальная рабочая температура составляет 1 100 °С) и приводится во вращательное движение с помощью редуктора и клиноременной передачи электродвигателя. Это вращение и уклон трубы печи 0,5 % на длину в сторону дымовой трубы обеспечивает перемещение золы к выходному кессону. Время нахождения золы в трубе печи составляет один час. Жидкие шламы и твёрдые отходы подаются по жёлобу подачи отходов в начало вращающейся части печи, где задерживаются и высушиваются в зоне задержания, образованной спиралеобразной направляющей и поперечными полками между витками. Сжигание отходов происходит при температуре 850–1 100 °С.

Дымовые газы из печи F01 удаляются через выходной кессон и дымоход в дымовую трубу. Зола поступает в нижнюю часть выходного кессона, оснащённую шнековым конвейером, с помощью которого она удаляется из печи F01 в бункер. При эксплуатации установки возможен вариант, когда все жидкие отходы завода утилизированы до минимума и некоторое время их переработка не предвидится. В этом случае печь F01 выводится в режим ожидания, при этом температуру в камере сгорания печи снижают до 700 °С, а дымовых газов в выходном кессоне – до 350 °С. Для охлаждения корпуса печи подают техническую воду в количестве до 800 л/ч.

5.7.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-65

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установок У-65 приведены в табл. 5.14.

Таблица 5.14

Нормы технологического режима основных аппаратов установок У-65

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Ёмкости дегазации В01 А/В	Давление, МПа, не более	0,13
	Уровень, % шкалы прибора	30–70
Печь сжигания F01	Давление топливного газа, МПа, не менее	0,3
	Температура, °С:	
	в камере сгорания	850–1 100
	в выходном кессоне печи	480–600
	Расход:	
	топливного газа, м ³ /ч	160–700
	отработанного активированного угля, кг/ч, не более	70
Фильтры Х01/11	аминового шлама, м ³ /ч, не более	2,2
	шлама из ёмкости В02 установки, м ³ /ч, не более	3,5
	воды технической, л/ч, не более	800
	подаваемых отходов суммарно, м ³ /ч, не более	3,5
	Перепад давления, МПа, не более	0,3

Конкретные параметры технологического режима работы установок У-65 варьируются в зависимости от их производительности и состава сырьевых потоков.

5.8. Грануляция серы

На газоперерабатывающем заводе ООО «Газпром добыча Астрахань» действует три установки грануляции серы (Enersul, Devko и Hawaii), проекты которых разработаны различными фирмами.

5.8.1. Установка У-250/1 «Enersul»

Установка по производству и хранению гранулированной серы «Enersul» (У-250/1) представляет собой промышленный комплекс, имеющий законченный технологический цикл от получения гранулированной серы до её отгрузки потребителям. В состав этой установки входят:

- блок грануляции серы производительностью 2 млн т/год (при работе 350 суток в году);
- система транспортёров для подачи гранулированной серы на склад хранения или непосредственно на отгрузку в автомобильный и железнодорожный транспорт;
- склад хранения гранулированной серы на двух площадках объёмом хранения 150 тыс. т каждая;
- система транспортёров со встроенными в транспортёр весами для подачи гранулированной серы в железнодорожные вагоны и система погрузки гранулированной серы в автомашины при одновременной загрузке двух машин;
- узел противокислотной обработки и системы пылеподавления гранулированной серы при погрузке в автомобильный и железнодорожный транспорт.

Блок грануляции серы состоит из общих систем жидкой серы с гликолевым охлаждением, а также пяти идентичных линий грануляции серы с модулем технологической воды. Каждая нитка включает барабан грануляции, пылесборник, резервуар отстоя воды скруббера, вытяжной вентилятор, модуль воды для технологического процесса, вибросито, разгрузочный и возвратный конвейеры.

Производительность одной линии грануляции серы составляет 58 т/ч, в том числе 52 т/ч свежей серы и 6 т/ч возвратной некондиционной серы.

Проект установки выполнен фирмой «Enersul Limited Partnership» (Канада), а проект привязки установки к действующим сетям выполнен ОАО «НИПИгазпереработка» (Краснодар).

5.8.1.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установки У-250/1 является жидкая сера, произведённая на установках получения элементарной (газовой) серы У-51 и соответствующая ГОСТ 127.1-93 (сорт 9998). Целевой продукцией установки является гранулированная сера.

Основные показатели качества сырья и продукции установки У-250/1 «Enersul» приведены в табл. 5.15.

Таблица 5.15

Основные показатели качества сырья и продукции

Наименование продукции	Показатели качества	Значение	
Сырьё			
Сера техническая газовая жидкая (сорт 9998)	Массовая доля, % масс.:		
	серы, не менее	99,98	
	золы, не более	0,02	
	кислот в пересчёте на серную кислоту, не более	0,001 5	
	органических веществ, не более	0,01	
	мышьяка, не более	0,000 0	
	воды, не более	0,2	
Содержание механических загрязнений (бумага, дерево, песок и др.)		Не допускается	
Продукция			
Гранулированная сера	Марка	М	С
	Массовая доля, %:		
	воды	3,0	0,5
	гранул диаметром от 0,5 до 10 мм, не менее	90	—
	гранул диаметром от 1,0 до 7,0 мм, не менее	—	90
Насыпная плотность, г/см ³		1,04–1,35	1,14–1,30

Основные показатели качества сырья и продукции установки зависят от работы процесса Клауса.

5.8.1.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема установки У-250/1 «Enersul» приведена на рис. 5.8. С целью упрощения на ней не указаны насосы, а группы грануляторов, теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников и другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

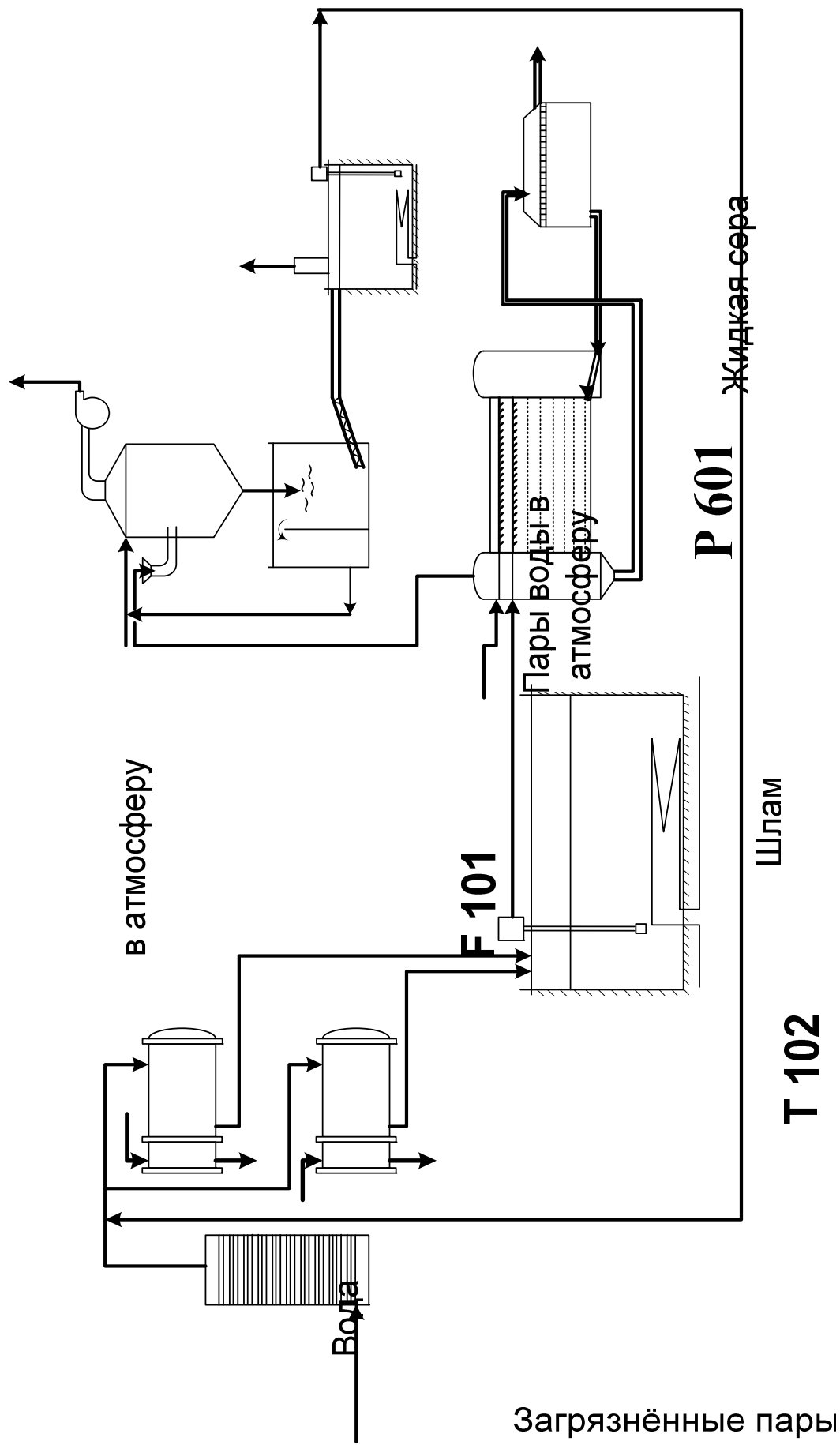


Рис. 5.8. Принципиальная технологическая схема установки У-250/1 «Enersul»

Вода
Жидкая сера

G 101

Жидкая сера поступает на установку грануляции серы У-250/1 с температурой 140–160 °С и давлением 0,2–0,6 МПа. Для улавливания твёрдых примесей из жидкой серы установлены фильтры F601A/B. После этих фильтров вся жидкая сера поступает в охладители серы E610/620, где её охлаждают до температуры 125–130 °С, и далее в резервуар жидкой серы T600. Система охлаждения состоит из двух охладителей E610/620, представляющих собой кожухотрубчатые теплообменники, в которых используется водно-гликолевая система охлаждения. Производительность каждого аппарата рассчитана на 50 % общей производительности установки. Назначение охладителей E610/620 – снизить температуру жидкой серы до 125–130 °С. Температура серы на выходе охладителей E610/620 регулируется подачей жидкого гликоля, который циркулирует через эти охладители.

Ёмкость заглублённого бетонного резервуара жидкой серы T600 рассчитана на два часа работы всех пяти грануляторов G101/201/301/401/501. Дно резервуара оборудовано паровыми змеевиками, поддерживающими температуру 130 °С, тем самым обеспечивая жидкое состояние серы в течение длительного периода. Жидкую серу с помощью погружных насосов P101/201/301/401/501, имеющих паровую рубашку и установленных наверху заглублённого резервуара T600, подают в распылительные трубопроводы серы каждого из барабанов грануляции G101/201/301/401/501. Расход и давление в системе распылительного трубопровода серы регулируются с помощью частотного регулирования скорости вращения подающего насоса.

Во вращающемся барабане грануляции G101/201/301/401/501 происходит процесс увеличения размера гранул серы. Маленькие частички серы (затравка) вводятся в барабан грануляции на входе с возвратного конвейера. В процессе вращения барабана грануляции часть пересыпающегося слоя гранул постоянно захватывается и поднимается вверх пересыпными пластинами, выстилающими внутреннюю поверхность корпуса барабана. Гранулы серы стекают с пересыпных пластин в процессе их прохождения над центром барабана грануляции, при этом образуется плотная завеса падающих гранул. Все гранулы по мере продвижения продукта к выходу из барабана покрываются разбрызгиваемой через форсунки жидкой серой.

Вода для технологического процесса поступает в барабан грануляции через распылительные форсунки, смонтированные на трубопроводе подачи воды для технологического процесса, который проходит по всей длине во внутренней части барабана. Диаметр распылительных форсунок подобран таким образом, чтобы обеспечить охлаждение, необходимое для затвердевания жидкой серы. Поглощение тепла от затвердевающей серы происходит за счёт испарения капелек воды. Образовавшиеся водяные пары постоянно удаляются из барабана грануляции потоком технологического воздуха. Очистка отработанного воздуха осуществляется в пылесборнике F101/201/301/401/501 типа влажного скруббера, при этом удаляются захваченные воздухом частицы серы.

Продукт, выходящий из барабана грануляции G101/201/301/401/501, подаётся при помощи разгрузочного конвейера на вибросито S101/201/301 /401/501, где происходит разделение на гранулы товарного и нетоварного качества. Отличительной особенностью конструкции вибросита S101/201/301/401/501 является вращательно-поступательное движение, позволяющее быстро выполнить распределение, расслоение и разделение гранул. Гранулы товарного качества выводятся на систему транспортировки твёрдой серы. Частицы нетоварного качества направляются на возвратный конвейер и возвращаются в барабан грануляции для дальнейшего увеличения. Технологическая вода, поступающая на установку, разделяется на два потока, один из которых подаётся на охлаждение гранул серы в гранулятор G101/201/301/401/501, а другой – в верхнюю часть пылесборника (скруббера) F101. Для каждой линии грануляции серы предусмотрен модуль технологической воды, куда входит резервуар хранения воды с двумя водяными насосами, фильтры грубой и тонкой очистки воды.

Пройдя фильтры грубой очистки, технологическая вода поступает в резервуар хранения воды. Далее технологическая вода двумя водяными насосами подаётся в фильтры тонкой очистки воды. Два фильтра расположены параллельно, что позволяет отключать и выводить их из работы по одному для замены фильтрующего элемента, или же можно использовать только один фильтр, тогда как второй будет резервным. Фильтры предназначены для удаления любых загрязняющих веществ, которые могут закупорить водяные форсунки с плоскими наконечниками, находящиеся в грануляторах G101/201/301/401/501.

Пылесборник F101/201/301/401/501 состоит из секции Вентури, состоящей из камеры подачи жидкости и регулируемого сопла Вентури, и циклонного сепаратора. Технологическая вода подаётся в верхнюю часть скруббера над соплом Вентури, стекает вниз по внутренней стороне сосуда в это сопло с регулируемым сечением, где распыляется под действием высокоскоростного потока воздуха. Частички пыли поглощаются капельками воды, которые впоследствии удаляются в циклонном сепараторе. Влажный воздух проходит из секции Вентури пылесборника в циклонный сепаратор, в котором вода, содержащая поглощённую пыль, отделяется от чистого воздуха. Грязная скрубберная вода из пылесборника F101/201/301/401/501 стекает в отстойник скрубберной воды T102/202/302/402/502 со шнековым конвейером. Очищенная скрубберная вода переливается во вторичный отсек резервуара хранения воды. Водяные насосы скруббера подают эту воду обратно в циклонный сепаратор и секцию Вентури пылесборника F-101.

Суспензия серы (шлам), собранная в отстойнике скрубберной воды T102/202/302/402/502, выводится из системы шнековым конвейером, который перемещает шлам на конвейер шлама. Конвейер транспортирует шлам в заглублённый резервуар переплавки Т-601. Резервуар переплавки Т-601 расплавляет твёрдую серу, содержащуюся в шламе, для повторной переработки, а воду, содержащуюся в шламе, испаряет и выбрасывает в виде водяного пара в атмосферу.

Содержимое резервуара переплавки Т-601 периодически откачивается при помощи насоса переплавленной серы Р-601 через фильтр переплавленной серы в резервуар жидкой серы Т-600.

Поток воздуха на выходе из барабана грануляции G101/201/301/401/501 содержит водяные пары, полученные в процессе испарения, а также небольшое количество частиц серы. Вытяжка воздуха из барабана грануляции G101/201/301/401/501 обеспечивается с помощью вытяжного вентилятора, протягивающего воздух из этого барабана грануляции и пылесборника F-101 через дымовую трубу в атмосферу.

На установке грануляции серы с комплексом её хранения и отгрузки в автомобильный и железнодорожный транспорт предусмотрен узел ввода биоцида для противокислотной обработки гранул серы и пылеподавателя при загрузке гранулированной серы в автомобильный и железнодорожный транспорт.

На установке предусмотрено две системы подачи пылеподавления: одна – при загрузке в железнодорожные вагоны, вторая – при загрузке в автомобильный транспорт. На установке предусмотрено два склада гранулированной серы по 150 тыс. т каждый.

5.8.1.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки У-250/1 приведены в табл. 5.16.

Таблица 5.16

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки У-250/1

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Фильтр F601	Давление жидкой серы, МПа: на входе на выходе перепад, не более	0,2–0,6 0,2–0,5 0,1
	Температура жидкой серы, °С: на входе на выходе	125–160 »
	Расход жидкой серы, т/ч: на входе на выходе	90–297 90–148,5
Резервуары жидкой серы Т600/601	Давление жидкой серы, МПа: на выходе на входе, не более	1,0–2,3 0,7
	Температура, °С: жидкой серы в резервуаре воздушного пространства над серой, не выше	125–140 1 650
	Расход жидкой серы на выходе, т/ч	19,8–59,4
	Уровень, % шкалы прибора	23–83

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Барабаны грануляции G101/201/301/401/501	Давление технологической воды на входе, МПа	1,0–2,5
	Расход технологической воды на входе, т/ч	1,00–1,99
Пылесборники F101/201/301/401/501	Давление технологической воды на входе, МПа	0,194
	Перепад давления, кПа	1–4
Резервуар технологической воды	Давление технологической воды на входе, МПа	0,3–0,5
	Уровень, % шкалы прибора	72–93
	Температура, °С	90–130
	Уровень, мм, не менее	3 203
Охладители серы E610/620	Давление, МПа:	
	глицоля на входе пара	0,25 0,21
Сборник шлама очищенной воды T102/202/302/402/502	Уровень:	
	% шкалы прибора мм	11–91 500–1 500

Конкретные параметры технологического режима работы установки зависят от её производительности и качества получаемых гранул серы.

5.8.2. Установка «Devko»

В 1999 г. на газоперерабатывающем заводе ООО «Газпром добыча Астрахань» по проекту фирмы «Devko Overseas Company» построен комплекс получения гранулированной серы производительностью 2 040 т в сутки. Проект привязки установки к действующим сетям выполнен институтом «ЮжНИИГИПРОгаз» (Донецк). В основу технологии, применяемой на установке, положен принцип водной грануляции, известный как процесс «Флетчер».

5.8.2.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьём установки «Devko» является жидкая сера, произведённая на установках получения элементарной (газовой) серы У-51 и соответствующая ГОСТ 127.1-93 (сорт 9998). Целевой продукцией установки является гранулированная сера. Основные показатели качества сырья и продукции установки «Devko» идентичны аналогичным показателям установки У-250/1 «Enersul» (см. табл. 5.15).

5.8.2.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная схема установки гранулирования «Devko» приведена на рис. 5.9. С целью упрощения на ней не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников, холодильников другого оборудования одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

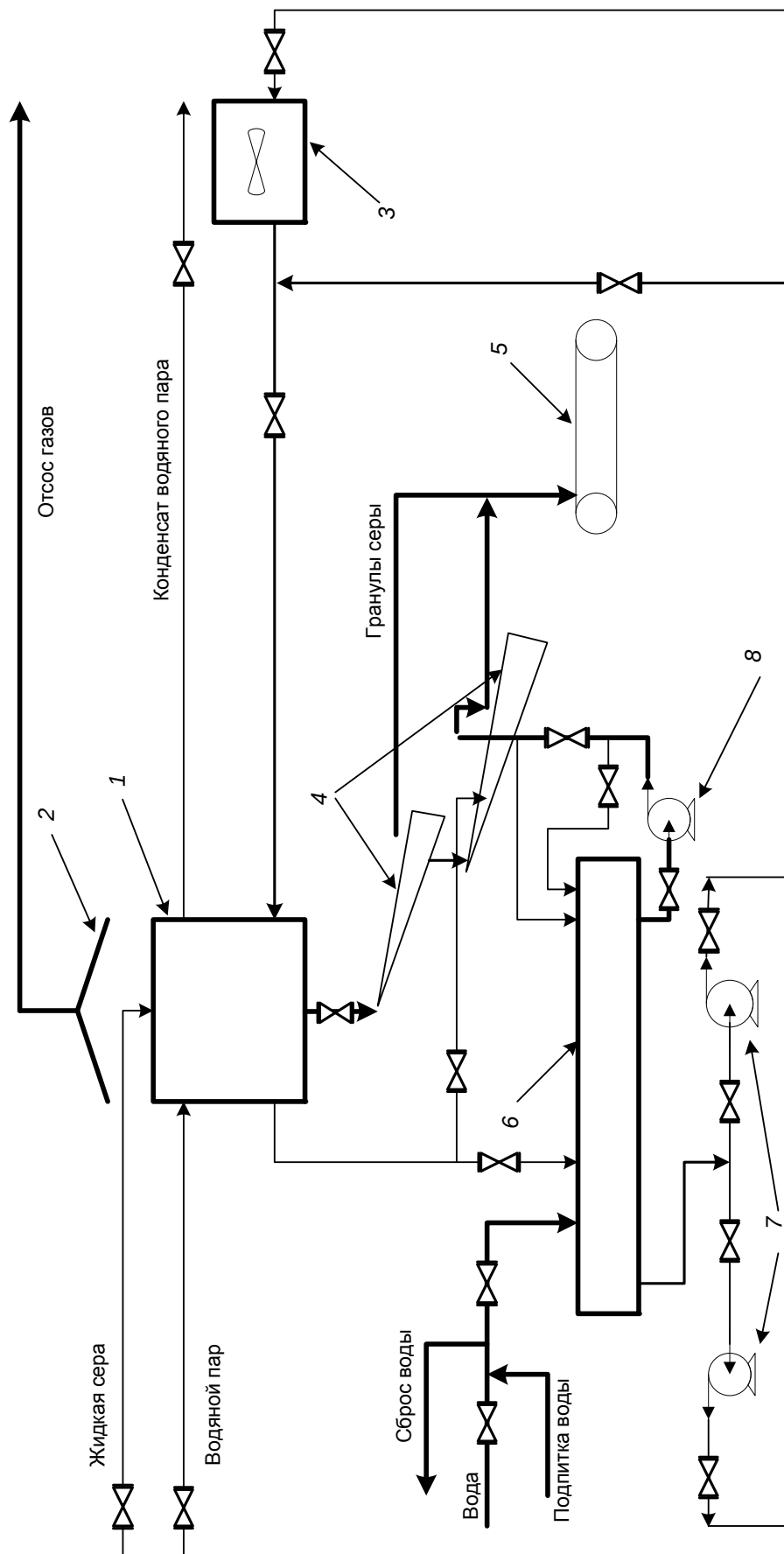


Рис. 5.9. Принципиальная технологическая схема установки грануляции серы «Devko»:
 1 – гранулятор серы; 2 – колпак для отсоса газов; 3 – аппарат воздушного охлаждения; 4 – вибросито;
 5 – транспортёр; 6 – бак сливной воды; 7 – водяной насос; 8 – насос для перекачки мелкой серы

Жидкая сера подаётся в лоток гранулятора, откуда непрерывными струями через отверстия диаметром 3 мм вытекает в гранулятор, заполненный водой. Гранулы серы, непрерывно образующиеся в грануляторе, скапливаются в нижней части и вместе с водой отводятся из гранулятора. Гранулы отделяются от воды на виброситах двух размеров. Крупные и мелкие гранулы подаются на один транспортёр и перемещаются на склад. Вода, вытекающая из гранулятора, вместе с серными гранулами и из переливной трубы гранулятора, попадает в бак. Для обеспечения приемлемой температуры в грануляторе вода насосом подаётся в аппарат воздушного охлаждения, а оттуда в гранулятор. Другой насос предназначен для возврата мелкой серы с водой на вибросито.

5.8.2.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки гранулирования «Devko» приведены в табл. 5.17.

Таблица 5.17

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки гранулирования «Devko»

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Общие параметры	Температура серы на входе на установку, °С	130–150
	Расход серы на установку, т/ч	85
Гранулятор	Температура, °С: в аппарате	37–70
	технологической воды в аппарат	35–70
	Давление технологической воды, поступающей в гранулятор, МПа	0,05–0,07
Отстойник	рН среды	4–6
	Уровень, % шкалы прибора	25–75

Конкретные параметры технологического режима работы установки зависят от её производительности и качества получаемых гранул серы.

5.8.3. Установка У-150/1 «Hawaii»

Установка по производству и хранению гранулированной серы У-150/1 «Hawaii» представляет собой промышленный комплекс, имеющий законченный технологический цикл от получения гранулированной серы до её отгрузки потребителям. Технология производства гранулированной серы использует принцип «мокрого процесса» в псевдоожиженном слое.

Структурно установка У-150/1 состоит из двух технологических грануляторов. Каждый гранулятор имеет производительность 1 800 т серы в сутки и двух резервных складов, имеющих ёмкость 60 тыс. т.

Установка рассчитана на выпуск 3 600 т гранулированной серы в сутки или 1,2 млн т в год.

Установка введена в эксплуатацию в июне 1999 г. Проект установки выполнен фирмой «Hawaii Interchange Corporation». Проект привязки установки к действующим сетям выполнен институтом «ЮжНИИГИПРОгаз» (Донецк).

5.8.3.1. Показатели качества сырья и продукции

Сырьем установки «Hawaii» является жидкая сера, произведённая на установках получения элементарной (газовой) серы У-51 и соответствующая ГОСТ 127.1-93 (сорт 9998). Целевой продукцией установки является гранулированная сера. Основные показатели качества сырья и продукции установки «Hawaii» идентичны аналогичным показателям установки У-250/1 «Enersul» (см. табл. 5.15).

5.8.3.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная схема установки гранулирования У-150/1 «Hawaii» приведена на рис. 5.10. С целью упрощения на ней не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников и холодильников одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Производственный процесс осуществляется по схеме: «расплав серы → → грануляция → отделение оборотной воды от гранул → отстой гранулированной серы от остаточной влаги → хранение → погрузка → отправка потребителю». Жидкая сера подаётся на установку с ям хранения жидкой серы. Далее жидкая сера подаётся в лоток гранулятора, откуда непрерывными струями через отверстия диаметром 4 мм стекает в баки. Струи жидкой серы, попадая в воду, за счёт сил поверхностного натяжения разбиваются на мелкие капли, которые, проходя через слой воды, охлаждаются и застывают, превращаясь в гранулы. Гранулы серы вместе с водой (пульпа) выводятся из гранулятора через клапан пульпы и, проходя через пульпопровод, попадают на наклонный водоотводящий лоток; происходит отделение оборотной воды от гранул при помощи решётчатого фильтра. Гранулы ссыпаются с водоотводящего лотка на мокрый склад гранулированной серы, а оборотная вода самотёком стекает в железобетонные отстойники оборотной воды. Из железобетонного отстойника отстоявшаяся от серной мелочи оборотная вода перетекает в водяные лотки, по которым попадает в кессон. Из кессона оборотная вода подаётся обратно в гранулятор. Для охлаждения оборотной воды имеется четыре аппарата воздушного охлаждения. Для нейтрализации слабокислой реакции оборотной воды предусмотрена система подщелачивания 42 %-м раствором гидроксида натрия.

На мокром складе происходит отстой гранулированной серы от остаточной воды до 3 %-го уровня влажности. Остаточная вода через фильтры мокрого склада стекает в водяной лоток и возвращается в цикл оборотного водоснабжения грануляторов.

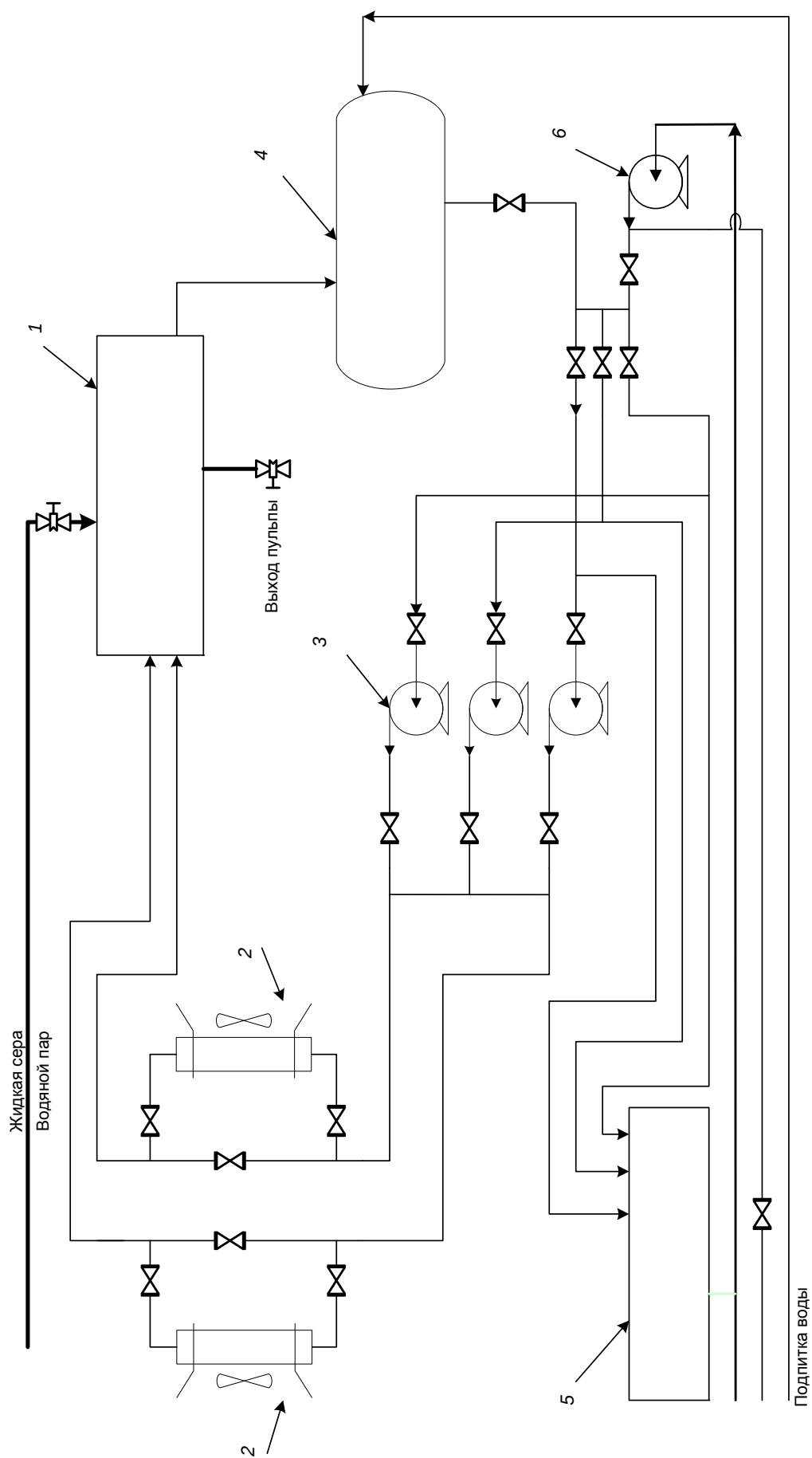


Рис. 5.10 . Принципиальная технологическая схема установки грануляции серы «Hawaii»:

1 – гранулятор серы; 2 – аппарат воздушного охлаждения; 3 – водяной насос; 4 – бак для воды; 5 – кессон;

6 – насос для откачки воды из кессона

После отстоя гранулированная сера с мокрого склада складывается на сухой склад. На сухом складе гранулированная сера распределяется по кучам таким образом, чтобы между ними оставался промежуток для стока остаточной, дождевой или талой воды в сторону мокрого склада. В случае затоваривания сухих складов гранулированная сера вывозится на склады при помощи автомобильной техники.

Погрузка гранулированной серы в железнодорожные полувагоны и в автомобильные самосвалы производится специализированной погрузочной техникой, а в период открытой навигации – специально оборудованной автомобильной техникой в речной порт «Бузан».

5.8.3.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки гранулирования «Hawaii» (У-150/1) приведены в табл. 5.18.

Таблица 5.18

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки гранулирования «Hawaii» (У-150/1)

Наименование		Значение
потока	параметров	
Сера на входе на установку	Давление, МПа	0,6
	Температура, °С	130–150
	Расход, т/ч	до 75
Вода в грануляторе	Температура, °С	5–65
Технологическая вода в грануляторе	Температура, °С	5–65
	Расход, м ³ /ч	120–150
Переливная вода из гранулятора	Расход, м ³ /ч	17–25
Гранулы лотка грануляторов	Температура, °С, не ниже	125

Конкретные параметры технологического режима работы установки зависят от её производительности и качества получаемых гранул серы.

Контрольные вопросы

1. Для чего предназначены установки сепарации пластового газа (У-71)?
2. Для чего предназначены установки У-72 и У-41?
3. Каким образом на заводе осуществляются отбензинивание и осушка природного газа?
4. Для чего предназначен и как осуществляется процесс стабилизации газового конденсата?
5. Химизм процесса Клауса и назначение технической газовой серы.
6. С какой целью осуществляется грануляция технической газовой серы?
7. Назначение установки обработки пластовых вод У-22.
8. Назначение блока сжигания промышленных отходов установки У-65.
9. Назначение блока дегазации и фильтрации загрязнённых (пластовых) вод установки У-65.

6. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ УСТАНОВКИ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЗОВОГО КОНДЕНСАТА

Технологическая схема переработки газового конденсата на газоперерабатывающем заводе ООО «Газпром добыча Астрахань» состоит из следующих действующих установок:

- электрообессоливания и электрообезвоживания стабильного газового конденсата мощностью 3 тыс. т/год (ЭЛОУ);
- комбинированной (У-1.731), включающей блоки:
 - а) атмосферной перегонки мощностью 2 920 т/год (2 500 т/год стабильного газового конденсата и 420 тыс. т/год ШФЛУ);
 - б) вторичной перегонки широкой фракции газового конденсата мощностью 2 009 т/год;
 - в) очистки и получения сжиженных газов мощностью 357 тыс. т/год;
- гидроочистки мощностью 2 070 т/год (У-732);
- каталитического риформинга мощностью 1 тыс. т/год. (У-734).

В объекты складской зоны (резервуарные парки и сливо-наливные эстакады) и обслуживающей установки по переработке газового конденсата входят:

- склад светлых нефтепродуктов (16 резервуаров по 10 000 м³);
- склад сжиженных газов (40 буллитов по 200 м³);
- три наливные эстакады светлых нефтепродуктов на 150 стояков;
- подземные хранилища нестабильного конденсата и нефтепродуктов.

6.1. Установка электрообессоливания и электрообезвоживания стабильного газового конденсата (ЭЛОУ)

Установка ЭЛОУ предназначена для электрообессоливания и электрообезвоживания стабильного газового конденсата, получаемого на установках стабилизации газового конденсата (У-20), и состоит из узлов электрообессоливания и электрообезвоживания, теплообмена водных потоков и водонефтяного сепаратора. Установка ЭЛОУ имеет взаимосвязанные по схеме теплообмена потоки с комбинированной установкой У-1.731, и поэтому её также называют блоком ЭЛОУ комбинированной установки У-1.731.

Мощность установки по исходному сырью составляет 3 тыс. т/год, годовое рабочее время – 8 тыс. ч.

Проект и рабочие чертежи установки выполнены фирмой «Ludan» (Израиль) при участии проектного института «ЛенГИПРОнефтехим» (Санкт-Петербург).

6.1.1. Показатели качества сырья и продукции

Исходным сырьём установки ЭЛОУ является стабильный газовый конденсат, получаемый на установках стабилизации газового конденсата У-20.

Целевым продуктом установки ЭЛОУ является обессоленный и обезвоженный стабильный конденсат, направляемый на блок атмосферной перегонки комбинированной установки У-1.731.

Основные показатели качества сырья и продукции, а также применяемого деэмульгатора приведены в табл. 6.1.

Таблица 6.1

**Основные показатели качества сырья, продукции
и деэмульгатора (установка ЭЛОУ)**

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Конденсат газовый стабильный (сырьё)	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,811 2
	Средняя молекулярная масса	155
	Содержание, % масс.:	
	углеводородного газа C ₃ -C ₄	1,29
	сероводорода, мг/л, не более	100
	солей, мг/л, не более	5
	воды	0,05
	серы:	
	общей	1,37
Обессоленный и обезвоженный газовый конденсат (основной продукт)	меркаптановой	0,17
	сульфидной	0,13
	механических примесей, не более	0,05
	Давление насыщенных паров при 38 °С, мм рт. ст., не выше	500
	Температура, °С:	
	застывания	-24
Деэмульгатор «Кемилекс 3307Х»	вспышки в закрытом тигле	Ниже -17
	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,808
	Содержание солей, мг/л, не более	3,0
	Внешний вид	Жидкость светло-жёлтого цвета
	Плотность при 25 °С, г/см ³	0,972
	Вязкость при 25 °С, сП	68
	Температура, °С:	
	застывания	-25
	разложения активного вещества	Более 220
	вспышки в закрытом тигле	65

Кроме деэмульгатора «Кемилекс 3307Х», могут применяться и другие марки высокоэффективных деэмульгаторов.

6.1.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема установки приведена на рис. 6.1. С целью упрощения на ней не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников и холодильников одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Узел электрообессоливания и электрообезвоживания. Цель процесса электрообессоливания и электрообезвоживания – снижение содержания солей до 3 мг/л в сырье блока атмосферной перегонки комбинированной установки У-1.731. Сущность процесса электрообессоливания газового конденсата заключается в его водной промывке путём смешения нагретого газового конденсата с пресной водой, последующим разрушением образованной эмульсии и отделением воды от газового конденсата. Разрушение эмульсии и отделение воды от газового конденсата осуществляется в электродегидрататорах под действием переменного электрического поля высокого напряжения, температуры и специально вводимого в газовый конденсат деэмульгатора.

Сырьё (стабильный газовый конденсат) предварительно нагревают до температуры 100–105 °С в теплообменниках блока атмосферной перегонки газового конденсата комбинированной установки У-1.731 и под давлением до 1,6 МПа подают на установку ЭЛОУ в электродегидратор первой ступени D-2. В газовый конденсат на его входе в электродегидратор D-2 подают воду из электродегидратора D-3 в деэмульгатор. При необходимости вместо воды из электродегидратора D-3 в газовый конденсат может быть подана свежая вода.

Смесь газового конденсата и воды, поданной на промывку, поступает в нижнюю часть электродегидратора D-2 по коллектору-распределителю. Равномерно распределённый по сечению электродегидратора газовый конденсат проходит поле высокого напряжения, создаваемого тремя слоями решётчатых электродов, и через коллектор сбора газового конденсата входит в электродегидратор второй ступени D-3. На входе в электродегидратор D-3 в газовый конденсат подают свежую воду и деэмульгатор.

Так же как и в электродегидраторе D-2, газовый конденсат поступает в электродегидратор D-3 снизу по коллектору-распределителю, проходит такое же поле высокого напряжения, и через коллектор сбора выходит из этого электродегидратора. Нижний (водный) слой электродегидратора D-3 направляют на смешение с газовым конденсатом перед электродегидратором D-2. Солеосодержащие стоки электродегидратора первой ступени D-2 направляют в теплообменник воды Н-1. Таким образом, работа электродегидраторов осуществляется в противотоке солевых стоков и воды.

Процесс электрообессоливания осуществляется при температуре 95–100 °С в электродегидрататорах под давлением, исключающим образование в них газовой среды. Эти аппараты представляют собой цилиндрические аппараты с эллиптическими днищами (2:1). Внутренний диаметр аппаратов составляет 3 100 мм, длина обечайки – 12 100 мм, объём аппарата – 96 м³.

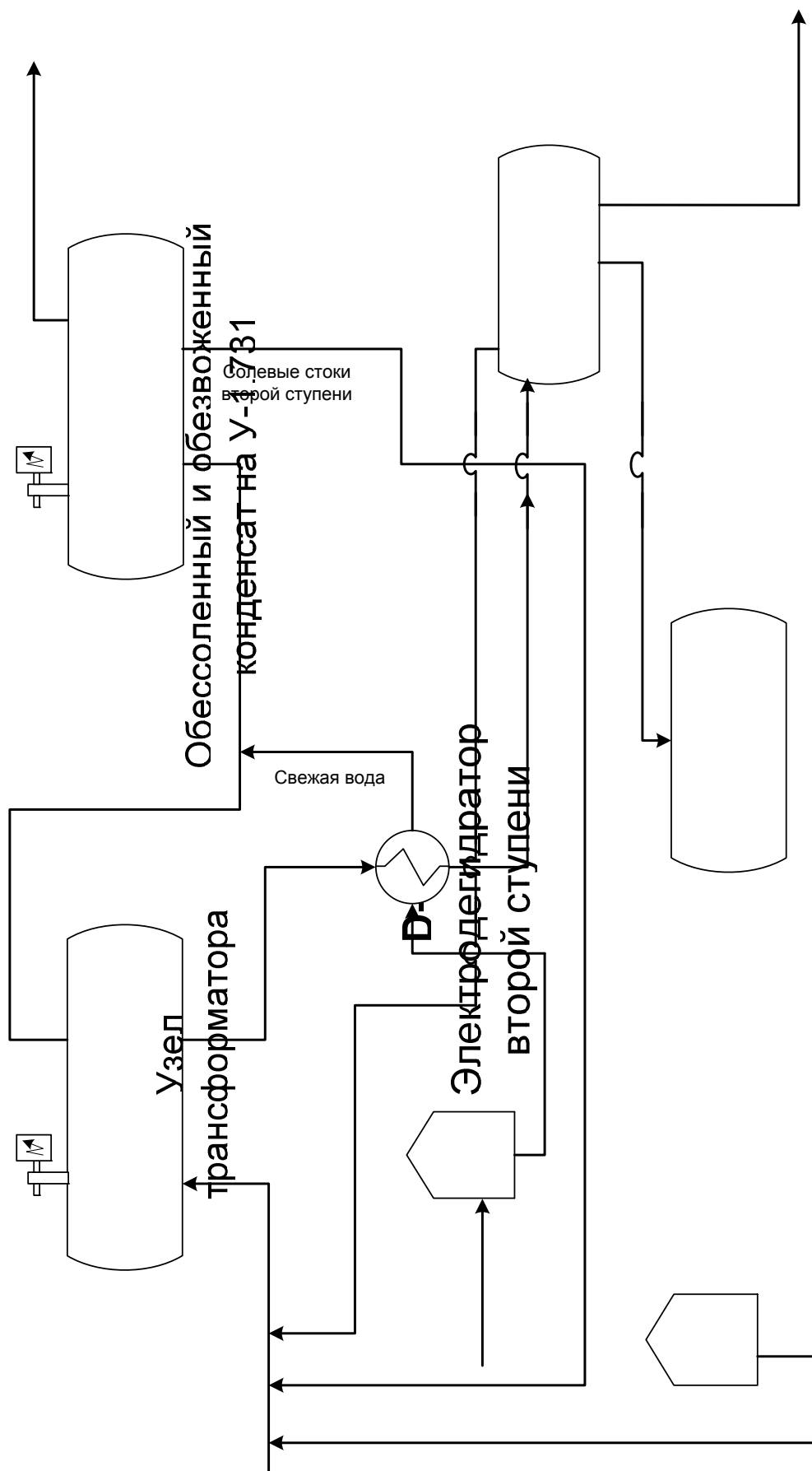


Рис. 6.1.1. Принципиальная технологическая схема установки ЭЛОУ

Узел теплообмена водных потоков. Свежая вода поступает на установку ЭЛОУ из общезаводской системы и закачивается постоянно в ёмкость Т-1, которая работает под атмосферным давлением и оборудована внешним змеевиком обогрева.

Воду из ёмкости Т-1 подают в теплообменники Н-1.

Вода проходит теплообменник Н-1, нагревается до 80–85 °С и поступает на вход электродегидратора D-3.

Теплоносителем, нагревающим свежую воду в теплообменнике Н-1, служат солевые стоки (водный слой) электродегидратора первой ступени D-2, которые затем попадают в водонефтяной сепаратор D-4. Температура выхода солевых стоков из теплообменника Н-1 составляет 40 °С.

Узел водонефтяного сепаратора. Назначение водонефтяного сепаратора – снижение содержания нефтепродуктов в стоках установки ЭЛОУ со 100 до 10 мг/л. Водонефтяной сепаратор представляет собой атмосферную ёмкость длиной 3 950 мм, шириной 1 956 мм, высотой 1 835 мм. Аппарат разделён на четыре функциональные зоны:

- стабилизации движения воды объёмом 2 м³ (турбулентный характер движения в трубах преобразуется в ламинарный);
- вертикальных пакетов коалесценторов объёмом 6 м³;
- сбора нефтепродуктов объёмом 0,45 м³;
- сбора очищенной воды объёмом 1,27 м³.

В зоне вертикальных пакетов коалесценторов оборудованы коалесцирующие устройства из гидрофобного олеофильного материала, представляющие собой собранные в три пакета трубные элементы из перфорированного полипропилена диаметром 38 мм и длиной 910 мм. Коалесцирующие элементы предназначены для превращения мелких капель нефтепродуктов (100 мкм) в более крупные (1 000 мкм), которые легко отделяются от несущей жидкости. Общая площадь коалесцирующих пакетов составляет 450 м².

Капли нефтепродукта собираются на поверхности полипропиленовых трубок и укрупняются, в то время как капли воды не смачивают полипропилен из-за его гидрофобности. При укрупнении капель нефтепродуктов до размера, достаточного для всплытия, они отрываются от трубной поверхности и всплывают на поверхность воды. Отделяющиеся нефтепродукты образуют на поверхности масляный слой. Вода, освобождённая от нефтепродуктов, в виде опускающихся частиц проходит через нижние части коалесценторов к сборнику очищенной воды.

Водонефтяной сепаратор снабжён двумя регулируемыми по высоте перегородками – со стороны входа нефтепродуктов в сборник и со стороны входа очищенной воды в соответствующее пространство аппарата.

Для отделения верхнего слоя от водного и сбора укрупнённых капель нефтепродукта внутри аппарата смонтирован специальный накопитель неф-

тепродуктов с перегородкой на входе (зона сбора нефтепродуктов). Накопитель нефтепродуктов конструктивно выполнен в виде короба, разделяющего верхнее пространство сепаратора на две части, сообщённые между собой по жидкости только в нижней части аппарата. Уловленный нефтепродукт накапливается в сепарационном пространстве аппарата и его балансовый избыток попадает через переливную пластину в накопитель нефтепродукта, откуда откачивается насосом. По ходу солевых стоков накопитель нефтепродуктов расположен перед отсеком очищенных солевых стоков. Переливная пластина накопителя нефтепродуктов расположена выше, чем переливная пластина отсека очищенных солевых стоков. Это исключает попадание воды в накопитель нефтепродуктов. Нефтепродукты собираются в специальном внутреннем сборнике, откуда их откачивают.

Вода снизу коалесценторов проходит ниже днища накопителя нефтепродуктов, поднимается до уровня следующей водопереливной перегородки и перетекает в сборник очищенной воды (зона сбора очищенной воды). Вода, очищенная от нефтепродуктов, выводится с установки.

Солевые стоки после теплообменника Н-1 поступают в водонефтяной сепаратор D-4. В солевые стоки на их входе в D-4 может быть направлена вода, находящаяся в дренажной подземной ёмкости D-5.

Воду из водонефтяного сепаратора D-4 откачивают с установки ЭЛОУ на комбинированную установку У-1.731.

В случае превышения количества воды, поступающей в водонефтяной сепаратор, над количеством воды, выходящей из него, её избыток из водонефтяного сепаратора D-4 переливается в дренажную ёмкость D-5.

Дезэмульгатор хранится в ёмкости Т-2, из которой его подают на смешение с исходным сырьём перед электродегидратором первой ступени D-2. Возможна также подача дезэмульгатора на вторую ступень обессоливания.

6.1.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки ЭЛОУ приведены в табл. 6.2.

Таблица 6.2

Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Электродегидратор 1-й ступени D-2	Давление, МПа, не более	1,35
	Температура, °С	95–100
	Расход, м ³ /ч:	
	стабильного конденсата	190–560
	промывной воды	0,19–22,5
	дезэмульгатора, л/ч	4,0

Наименование		Значение
аппарата	параметров	
Электродегидратор 2-й ступени D-3	Давление, МПа, не более	1,2
	Температура, °С	95–98
	Расход свежей воды, м ³ /ч	0,19–22,5
Водонефтяной сепаратор D-4	Температура, °С, не выше	40
	Расход солевых стоков, м ³ /ч	3,94–22,69

Конкретный технологический режим работы установки ЭЛОУ меняется в зависимости от содержания солей и воды в исходном газовом конденсате, марки применяемого дезмульгатора, производительности установки и других факторов.

6.2. Комбинированная установка переработки газового конденсата (У-1.731)

Установка первичной переработки стабильного газового конденсата У-1.731 предназначена для разделения стабильного газового конденсата и широкой фракции лёгких углеводородов (ШФЛУ) на узкие фракции с последующим получением товарной продукции.

Установка состоит из трёх блоков – атмосферной перегонки, очистки и получения сжиженных углеводородных газов, и вторичной перегонки гидрогенизата широкой газоконденсатной фр. н. к.-350 °С.

6.2.1. Первичная перегонка газового конденсата

Блок атмосферной перегонки комбинированной установки У-1.731 предназначен для разделения стабильного конденсата с установки ЭЛОУ и широкой фракции лёгких углеводородов с установок У-74 на следующие продукты:

- головку стабилизации – сырьё блока очистки и получения сжиженных газов;
- фр. н. к.-350 °С – сырьё установки гидроочистки;
- фр. 230–350 °С – компонент дизельного и котельного топлива;
- фракцию, выкипающую выше 350 °С – мазут (компонент котельного топлива).

Проектная производительность блока атмосферной перегонки (блока АТ) составляет суммарно 2 900 т/год, в том числе по стабильному конденсату – 2 500 т/год, по ШФЛУ – 420 тыс. т/год. Диапазон нормальной работы блока колеблется от 60 до 100 % от его проектной производительности.

Первоначальный проект блока атмосферной перегонки выполнен проектным институтом «ЛенГИПРОнефтехим» (Санкт-Петербург) по научно-исследовательским данным, разработанным институтом «БашНИИ НП» (Уфа). Проект реконструкции блока выполнен ОАО «НИПИгазпереработка» (Краснодар).

6.2.1.1. Показатели качества сырья и продукции

Основные показатели качества сырья и продукции блока атмосферной перегонки газового конденсата комбинированной установки У-1.731 приведены в табл. 6.3.

Таблица 6.3

Основные показатели качества сырья и продукции блока атмосферной перегонки установки У-1.731

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Обессоленный и обезвоженный стабильный газовый конденсат с установки ЭЛОУ	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,808
	Содержание солей, мг/л, не более	3,0
	Содержание воды, % масс.	Отсутствует
Широкая фракция лёгких углеводородов (ШФЛУ)	Массовая доля компонентов, %: сумма метана и этана, не более	5,0
	пропан	Не нормируется
	сумма бутанов и пентанов, не более	50,0
	сумма гексанов и более тяжёлых, не более	30,0
	сероводорода и меркаптановой серы, %, в том числе сероводорода, не более	0,4
		0,01
	Содержание, %: свободной воды	Отсутствует »
	щёлочи	
Продукция		
Фракция н. к.-120 °С	Плотность, г/см ³ , не более	0,699 0
Головка стабилизации на очистку и газофракционирование	Содержание, % масс., не более: сероводорода	0,2
	меркаптанов	2,0
Фракция 120–230 °С	Плотность, г/см ³ , не более	0,793 1
Фракция 230–350 °С	Плотность, г/см ³ , не более	0,8706
	Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже	61
	Температура конца кипения, °С, не выше	350
Фракция выше 350 °С	Плотность, г/см ³ , не более	0,933 5
	Температура вспышки в открытом тигле, °С, не ниже	110

Следует отметить, что продукцией блока атмосферной перегонки установки У-1.731 являются полуфабрикаты, которые затем поступают на соответствующие процессы завода для их облагораживания.

6.2.1.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема блока атмосферной перегонки газового конденсата комбинированной установки У-1.731 приведена на рис. 6.2. С целью упрощения на ней не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников и холодильников одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

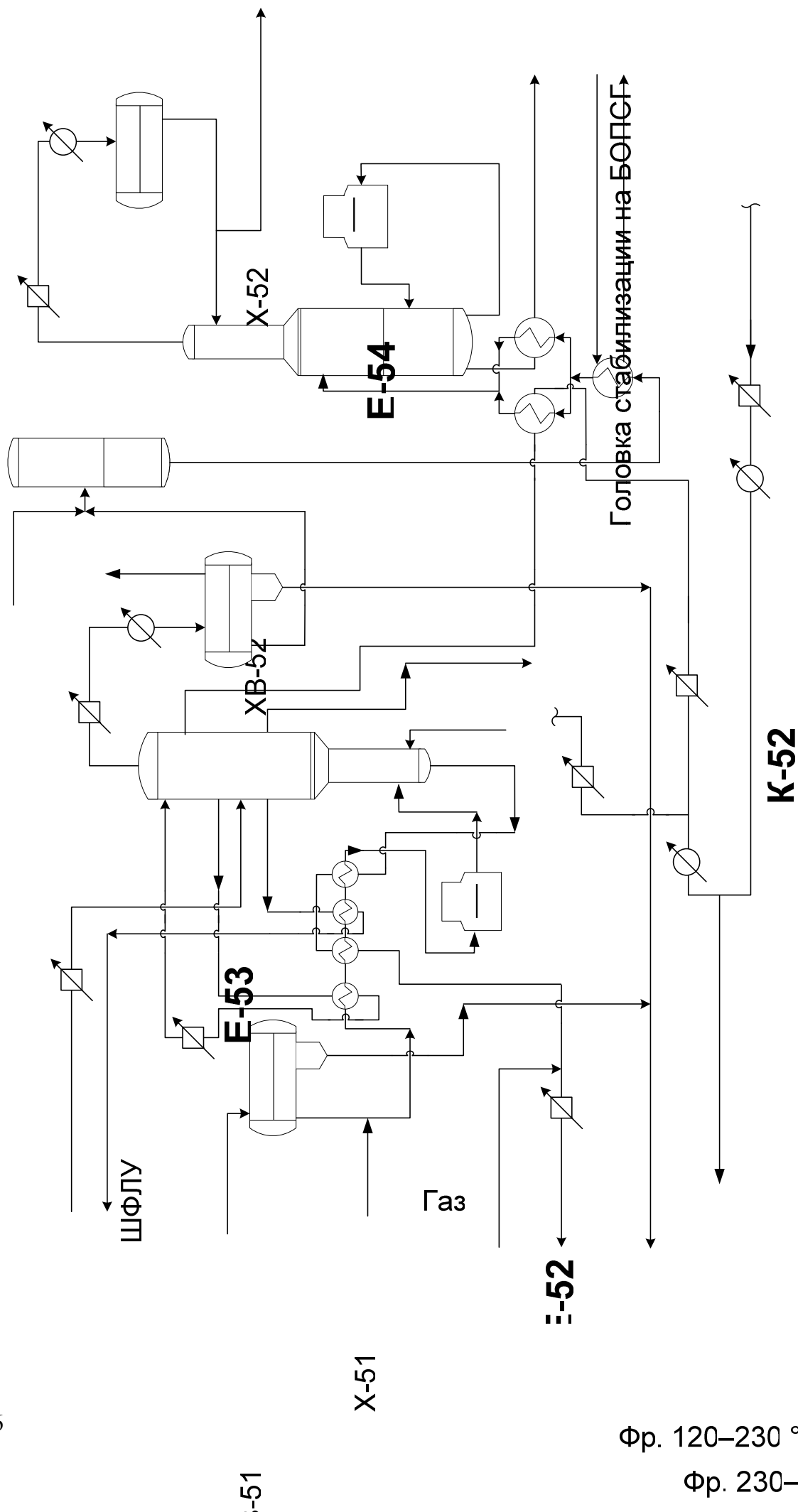


Рис. 6.2. Принципиальная технологическая схема комбинированной установки У-1.731 (блок атмосферной перегонки)

Сырьё блока (стабильный газовый конденсат с установки ЭЛОУ) поступает в ёмкость Е-51, откуда его подают в теплообменники Т-51÷Т-54. В сырьё подают 2 %-й раствор щёлочи. После теплообменников Т-51÷Т-54 нагретый до 180 °С стабильный конденсат направляют в трубчатую печь П-1, в которой его ещё нагревают до 320 °С, и вводят в ректификационную колонну К-51.

Сверху колонны К-51 отбирают фр. н. к.-120 °С, которую конденсируют и охлаждают последовательно в конденсаторе-холодильнике ХВ-51 и холодильнике Х-51, отделяют отстоем от воды в газосепараторе-водоотделителе Е-52 и подают в ёмкость Е-53.

Из колонны К-51 выводят два боковых погона:

- фр. 120–230 °С, которую прокачивают через теплообменник Т-56, воздушный холодильник ХВ-53 и направляют на смешение для получения широкой газоконденсатной фракции н. к.-350 °С;

- фр. 230–350 °С, которую направляют в теплообменники Т-101 блока вторичной перегонки гидрогенизата, после чего часть фракции охлаждают в воздушном холодильнике ХВ-54 и направляют на смешение с фр. 120–230 °С. Смесь (фр. 120–350 °С) после холодильника Х-53 направляют на смешение для получения фр. н. к.-350 °С – сырья гидроочистки. Часть фр. 230–350 °С после воздушного холодильника ХВ-54 может поступать на блок вторичной перегонки гидрогенизата для смешения с фр. 180–350 °С с целью получения товарного дизельного топлива.

Избыток фракции 230–350 °С после теплообменника Т-101 направляют на смешение с мазутом (фр., кипящая выше 350 °С) для получения котельного топлива. Мазут с низа (куба) ректификационной колонны К-51 прокачивают через теплообменники Т-54 и Т-52, в которых он отдаёт часть тепла газовому конденсату, охлаждают в воздушном холодильнике ХВ-55 и выводят с установки.

Избыток тепла в ректификационной колонне К-51 отводят двумя циркуляционными орошениями.

Из ёмкости Е-53 фр. н. к.-120 °С и ШФЛУ нагревают в теплообменниках Т-55, Т-56 и Т-57 и подают в колонну дебутанизации (колонну-стабилизатор) К-52. С верха колонны К-52 отбирают головку стабилизации (С₂–С₄), которую направляют в холодильники ХВ-52 (воздушное охлаждение) и Х-52 (водяное охлаждение) и далее в рефлексную ёмкость колонны-стабилизатора Е-54.

Нижним продуктом стабилизатора является стабильная фр. н. к.-120 °С, которую после охлаждения в теплообменнике Т-57, воздушном холодильнике ХВ-58 и водяном холодильнике Х-54 делят на два потока. Один из этих потоков направляют на блок очистки и получения сжиженных углеводородных газов. Второй поток после водяного холодильника Х-54 смешивают с фр. 120–350 °С и после смешения полученную суммарную фр. н. к.-350 °С направляют в промежуточный резервуарный парк или на установку гидроочистки.

6.2.1.3. Нормы технологического режима блока

Нормы технологического режима работы основных аппаратов блока атмосферной перегонки газового конденсата комбинированной установки У-1.731 приведены в табл. 6.4.

Таблица 6.4

Нормы технологического режима основных аппаратов блока атмосферной перегонки комбинированной установки У-1.731

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Общие параметры	Расход, м ³ /ч: стабильного обессоленного и обезвоженного газового конденсата ШФЛУ	280–500 20–130
Ректификационная колонна К-51	Давление, МПа, не более: верха низа	0,22 0,26
	Температура, °С: на входе в колонну верха вывода 1-го бокового погона вывода 2-го бокового погона ввода верхнего циркуляционного орошения ввода нижнего циркуляционного орошения низа (куба), не выше	350 100–113 158–163 240–260 65–143 100–178 330
	Расход, м ³ /ч: 1-го бокового погона 2-го бокового погона верхнего циркуляционного орошения нижнего циркуляционного орошения мазута (фр., кипящей выше 350 °С) водяного пара в куб колонны, кг/ч 5 %-го раствора ингибитора коррозии в шлемовую трубу, л/ч 5 %-го раствора ингибитора коррозии в верхнее циркуляционное орошение, л/ч 2 %-го раствора водного аммиака в шлемо- вую трубу, л/ч 2 %-го раствора водного аммиака в верхнее циркуляционное орошение, л/ч	70–142 80–160 248–596 340–820 60–120 1 350–2 500 15–40 60–140 20–50 150–350
	Давление, МПа: верха низа	1,10–1,22 1,10–1,27
	Температура, °С: нагрева фр. н. к.-120 °С в теплообменнике Т-57 нагрева фр. н. к.-120 °С в теплообменнике Т-56 входа сырья верха куба горячей струи из трубчатой печи П-52, не выше	150–155 150–155 90–100 60–68 168–170 193
Колонна дебутанизации (стабилизатор) К-52	Давление, МПа: верха низа	1,10–1,22 1,10–1,27
	Температура, °С: нагрева фр. н. к.-120 °С в теплообменнике Т-57 нагрева фр. н. к.-120 °С в теплообменнике Т-56 входа сырья верха куба горячей струи из трубчатой печи П-52, не выше	150–155 150–155 90–100 60–68 168–170 193

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
	Расход, м ³ /ч: головки стабилизации (углеводороды C ₂ –C ₄) орошения остатка колонны горячей струи ингибитора коррозии в шлемовую трубу	30–70 100–210 80–180 130–280 13–30
Трубчатая печь П-51	Давление газового конденсата на входе в аппарат, МПа	1,15
	Температура, °С: газового конденсата на входе, не ниже газового конденсата на выходе, не выше водяного пара на выходе из пароперегревателя, не выше дымовых газов из радиантной секции, не выше дымовых газов на выходе из печи, не выше	186 350 320 850 470
	Содержание в дымовых газах, % об. на влажный газ: кислорода оксида углерода	2,5–3,0 до 0,1
	Расход газового конденсата на один поток, м ³ /ч	41–68
	Расход горячей струи на один поток, м ³ /ч	40–68
Трубчатая печь П-52	Давление горячей струи на входе, МПа	1,74
	Температура, °С: горячей струи на входе, не ниже горячей струи на выходе, не выше дымовых газов из радиантной секции, не выше дымовых газов на выходе из печи, не выше	170 193 800 450
	Расход горячей струи на один поток, м ³ /ч	40–68
	Расход горячей струи на один поток, м ³ /ч	40–68
Ёмкость Е-51	Давление, МПа, не более	0,15
	Температура, °С	–10 ÷ +40
Газосепаратор- водоотделитель Е-52	Давление, МПа	0,15
	Температура, °С	50
Ёмкость Е-53	Давление, МПа, не более	0,6
	Температура, °С	46
Рефлюксная ёмкость колонны К-52	Давление, МПа, не более	1,15
	Температура, °С	40
	Расход орошения из аппарата, м ³ /ч	130–280
Конденсатор- холодильник ХВ-51	Температура фр. н. к.-120 °С на выходе, °С, не выше	65
Конденсатор- холодильник ХВ-52	Температура головки стабилизации (углеводороды C ₂ –C ₄) на выходе, °С, не выше	60
Холодильник ХВ-53	Температура фр. 120–230 °С на выходе, °С, не выше	60
Холодильник ХВ-54	Температура фр. 230–350 °С на выходе, °С, не выше	60
Холодильник ХВ-55	Температура мазута на выходе из аппарата, °С	70–95
Холодильник ХВ-56	Температура верхнего циркуляционного орошения на выходе из аппарата, °С, не ниже	65
Холодильник ХВ-57	Температура нижнего циркуляционного орошения на выходе из аппарата, °С, не выше	110
Холодильник ХВ-58	Температура нижнего продукта колонны К-52 на выходе из аппарата, °С, не выше	60

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Холодильник Х-51	Температура фр. н. к.-120 °С на выходе из аппарата, °С, не выше	50
Холодильник Х-52	Температура головки стабилизации (углеводороды C ₂ –C ₄) на выходе из аппарата, °С, не выше	40
Холодильник Х-53	Температура фр. 120–350 °С на выходе из аппарата, °С, не выше	50

Конкретные параметры технологического режима работы блока установки зависят от его производительности и качества исходного сырья и получаемых полуфабрикатов.

6.2.2. Очистка и получение сжиженных газов

Блок очистки и получения сжиженных газов (сокращенно – БОПСГ) комбинированной установки У-1.731 предназначен для получения из головки стабилизации блока атмосферной перегонки газового конденсата и нестабильной головки установки риформинга пропана-бутана технического (ПБТ), бутана технического (БТ), пропана-бутана автомобильного, пропана автомобильного, сероводорода и фракции C_{5+выше} с дисульфидами (дисульфидная сера) – продукта узла отмывки дисульфидной фракции от щёлочи. Этот блок называют иногда также блоком газодифракционирования и очистки широкой фракции лёгких углеводородов.

Производительность блока очистки и получения сжиженных газов определяется количеством головки стабилизации с блока атмосферной перегонки комбинированной установки и установки каталитического риформинга и может изменяться в пределах от 50 до 100 % номинальной производительности блока.

Первоначальный проект блока очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731 разработан проектным институтом «ЛенГИПРОнефтехим» (Санкт-Петербург). Проект реконструкции блока выполнен ОАО «НИПИгазпереработка» (Краснодар).

6.2.2.1. Показатели качества сырья и продукции

Основные показатели качества сырья и продукции блока очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731 приведены в табл. 6.5.

**Основные показатели качества сырья и продукции блока очистки и получения
сжиженных газов комбинированной установки У-1.731**

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Головка стабилизации на очистку и газо- фракционирование	Содержание, % масс., не более: сероводорода меркаптанов	0,2 2,0
Головка стабилизации установки катали- тического риформинга на очистку и газо- фракционирование	Углеводородный состав, % масс., не более: сумма метана и этана сумма пентанов	5,0 3,0
Продукция		
Пропан-бутан техни- ческий (ПБТ)	Углеводородный состав, % масс.: сумма метана, этана и этилена, не более сумма пропана и пропилена, не менее сумма бутанов и бутиленов, не более	Не нормируется 60,0 1,6
	Жидкий остаток при 20 °С (в том числе C ₅₊), % об., не более	16,0
	Содержание сероводорода и меркаптановой серы, % масс., не более, в том числе сероводорода	0,013 0,03
	Содержание свободной воды и щёлочи	Отсутствует
Бутан технический (БТ)	Углеводородный состав, % масс.: сумма метана, этана и этилена, не более сумма пропана и пропилена, не менее сумма бутанов и бутиленов, не более	Не нормируется Не нормируется 60
	Жидкий остаток при 20°С (в том числе C ₅₊), % об., не более	1,8
	Содержание сероводорода и меркаптановой серы, % масс., не более, в том числе сероводорода	0,013 0,03
	Содержание свободной воды и щёлочи	Отсутствует
	Давление насыщенных паров при 45 °С, МПа, не более	1,6
Пропан-бутан автомобильный	Углеводородный состав, % масс.: сумма метана, этана и этилена, не более сумма пропана сумма бутанов и бутиленов сумма непредельных углеводородов, не более	Не нормируется 50 ± 10 Не нормируется 6,0
	Объёмная доля жидкого остатка при 20 °С, %, не более	1,6
	Давление насыщенных паров, МПа, не более: при 45 °С при –20 °С	1,6 0,07
	Массовая доля серы и сернистых соединений (в том числе сероводорода), %, не более	0,01 (0,003)
	Содержание свободной воды и щёлочи	Отсутствует

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Пропан автомобильный	Углеводородный состав, % масс.: сумма метана, этана и этилена, не более сумма пропана сумма бутанов и бутиленов сумма непредельных углеводородов, не более	Не нормируется 85 ± 10 Не нормируется 6,0
	Объёмная доля жидкого остатка при 20 °С, %, не более	0,7
	Давление насыщенных паров при –30 °С, МПа, не более	1,6
	Массовая доля серы и сернистых соединений, %, не более, в том числе сероводорода	0,01 0,003
	Содержание свободной воды и щёлочи	Отсутствует
Сероводород	Содержание сероводорода, % об., не менее	90,0

Блок очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731 может работать по вариантам одновременного получения пропана-бутана технического (ПБТ) и бутана технического (БТ), получения пропана-бутана автомобильного (ПБА) и пропана автомобильного (ПА).

6.2.2.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема блока очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731 приведена в рис. 6.3а (узел очистки от сероводорода) и 6.3б (узел газофракционирования и очистки от меркаптанов по методу «Мерокс»). С целью упрощения на них не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников и холодильников одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Сырьё – головка стабилизации с установки каталитического риформинга У-1.734 и головка стабилизации с блока атмосферной перегонки газового конденсата комбинированной установки У-1.731 поступает через ёмкость Е-151 в колонну-экстрактор К-151, где очищается водным раствором амина от сероводорода и серооксида углерода. В качестве амина обычно используется диэтаноламин.

Регенерированный раствор амина подаётся в колонну-экстрактор К-151 на 27-ю тарелку, выше которой установлены специальные тонкослойные полочные элементы, с помощью которых сырьё (сжиженный газ) практически полностью отделяется от раствора амина.



б – узел газофракционирования и очистки от меркаптанов

После аминовой очистки сжиженный газ, содержащий меркаптаны и следы сероводорода, из колонны-экстрактора К-151 направляют через холодильник Х-153 в отстойник сжиженного газа Е-153 для дополнительного отстоя углеводородов от раствора амина. Из ёмкости Е-153 очищенный сжиженный газ, отделившийся от раствора амина, направляют на доочистку в экстрактор К-152.

Раствор насыщенного амина из Е-153 направляют на регенерацию.

В колонне К-152 доочистка сжиженного углеводородного газа ведётся водным раствором щёлочи концентрацией 7,5 % масс. В кубе этой колонны предусмотрена циркуляция раствора щёлочи через инжектор. При снижении концентрации щёлочи до 1,5 % масс. часть раствора щёлочи сливают, а наверх колонны подают в качестве подпитки свежий раствор щёлочи концентрацией 7,5 % масс. Окончательно очищенное от кислых соединений сырьё направляют на демеркаптизацию в экстрактор К-153 (рис. 6.3б).

В верхнюю часть экстрактора К-153 подают циркулирующий в системе катализаторный комплекс (КТК) процесса «Мерокс» (раствор органических солей кобальта в щёлочи), который предварительно охлаждают в холодильнике Х-154 до температуры не выше 40 °С. Отработанный катализаторный комплекс выводится на регенерацию в колонну К-154.

Из экстрактора К-153 очищенный от меркаптанов сжиженный газ поступает на водную промывку от унесённого катализаторного комплекса в ёмкость Е-155. Для промывки используется конденсат водяного пара. Циркуляция конденсата водяного пара осуществляется инжектором-смесителем И-151. В ёмкость Е-155 для промывки сырья подаётся свежий конденсат водяного пара. Для эффективного отделения капельной воды в ёмкости Е-155 устанавливаются полочные тонкослойные элементы. После водной промывки сжиженный газ для удаления влаги поступает на узел адсорбционной осушки.

Сжиженный газ из ёмкости Е-155 направляют в ёмкость Е-154 и далее на адсорбционную осушку. Адсорбционная осушка сжиженного газа осуществляется в трёх адсорберах А-151, заполненных синтетическим цеолитом NaA или NaY. Сжиженный газ из ёмкости Е-155 подаётся в один из аппаратов А-151, работающий в цикле адсорбции. Пройдя слой адсорбента снизу вверх, сжиженный газ осушается и подаётся в ректификационную колонну К-155. Стадия адсорбции завершается при появлении влаги в углеводородах на выходе из адсорбера более 0,002 % масс. Адсорбер отключают и в него подают углеводородный газ для выдавливания остатков сжиженного газа.

Для охлаждения и регенерации адсорбента используется топливный газ высокого давления, поступающий из общезаводской сети. Этот газ поступает в один из адсорберов А-151, находящийся в цикле охлаждения, затем его нагревают до 350 °С в теплообменнике и трубчатой печи (на схеме не указаны) и подают в один из адсорберов А-151, находящийся в цикле регенерации. Отработанный газ регенерации охлаждают и после сепарации возвращают в топливную сеть завода.

Осушенное сырьё после нагрева в теплообменнике Т-153 направляют на ректификацию в колонну К-155. Верхний продукт К-155 (пропан-бутан технический, или пропан-бутан автомобильный, или пропан автомобильный, далее – ректификат колонны К-155) охлаждают и конденсируют в конденсаторах-холодильниках воздушного охлаждения ХВ-152 и направляют в ёмкость орошения Е-167.

Ректификат из ёмкости Е-167 подают в качестве орошения в колонну К-155, а балансовое количество ректификата после охлаждения в холодильнике Х-152 выводят с установки.

Нижний продукт К-155 – бутан технический – охлаждают последовательно в холодильнике воздушного охлаждения ХВ-153 и водяном холодильнике Х-157 и выводят с установки.

Тепло в колонну К-155 подводят через два рибойлера Т-154, один из которых обогревают водяным паром, а другой – фр. н. к.-120 °С с блока атмосферной перегонки газового конденсата.

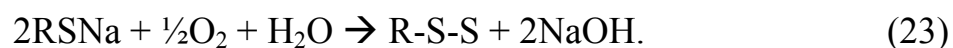
Насыщенный раствор амина из колонны-экстрактора К-151 направляют через теплообменник Т-156, в котором его нагревают за счёт тепла регенерированного раствора амина, в отгонную колонну К-156. В отгонной колонне К-156 проводят регенерацию насыщенного раствора амина. Тепло в куб отгонной колонны подводят циркуляцией раствора амина через кипятильник Т-155, обогреваемый водяным паром.

Пары воды и сероводорода с верха отгонной колонны К-156 конденсируют и охлаждают в аппарате воздушного охлаждения ХВ-154 и направляют в сепаратор Е-171. В сепараторе Е-171 воду отделяют от лёгкого бензина и сероводорода, который выводят с установки. Лёгкий бензин периодически сбрасывают на блок вторичной перегонки гидрогенизата широкой фракции газового конденсата н. к.-350 °С.

Воду из сепаратора Е-171 подают на орошение колонны К-156. Регенерированный раствор амина из отгонной колонны К-156 подают в ёмкость Е-172, далее охлаждают в теплообменнике Т-156, в холодильнике Х-158 и частично подают на блок вторичной перегонки гидрогенизата, а частично – на экстракцию в колонну К-151.

Насыщенный меркаптанами катализаторный комплекс из колонны К-153 поступает в колонну регенерации К-154 (рис. 6.3б).

В нижнюю часть колонны К-154 подаётся нагретый технический воздух. Регенерация катализаторного комплекса происходит за счёт окисления меркаптидов кислородом воздуха в дисульфиды:



Отработанный воздух с верха колонны К-154 проходит через сепаратор-каплеотбойник Е-158 и далее направляется в печь П-52 – блок атмосферной перегонки газового конденсата комбинированной установки У-1.731 на сжигание.

Катализаторный комплекс с дисульфидами с верха колонны К-154 подают на смешение с фр. н. к.-120 °С, поступающей с блока атмосферной перегонки газового конденсата, и далее в отстойник дисульфидов Е-156. В отстойнике Е-156 происходит отделение катализаторного комплекса от бензиновой фракции. Регенерированный катализаторный комплекс через водяной холодильник Х-154 подают в экстрактор К-153.

Фракцию н. к.-120 °С с дисульфидами направляют на смешение с фр. н. к.-350 °С, поступающей на установку гидроочистки У-1.732.

6.2.2.3. Нормы технологического режима блока

Нормы технологического режима работы основных аппаратов блока очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731 приведены в табл. 6.6.

Таблица 6.6

Нормы технологического режима основных аппаратов блока очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Экстракционная колонна К-151	Давление, МПа	1,5–2,0
	Температура раствора амина, поступающего в зону гидролиза, °С	80–85
	Расход раствора амина в аппарат, м ³ /ч	10–23
Экстракционная колонна К-152	Давление, МПа	1,5–2,0
	Температура, °С, не выше: сырья щёлочи	40 »
	Расход щёлочи в аппарат, м ³ /ч	1,2–2,5
Экстракционная колонна К-153	Давление, МПа	1,5–2,0
	Температура, °С, не выше:	40
	Расход катализаторного комплекса в аппарат, м ³ /ч	11–22
Колонна регенерации катализаторного комплекса К-154	Давление, МПа	0,5–0,6
	Температура, °С	40–45
	Расход подаваемого в аппарат воздуха, нм ³ /ч	600–1 200
Ректификационная колонна К-155	Давление, МПа	1,5–2,0
	Температура, °С:	
	верха колонны	60–70
	низа колонны	115–125
	питания колонны	65–70
	выхода с установки, не выше:	
	бутана технического	40
	пропана-бутана технического	»
	Расход орошения, м ³ /ч	32–56

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Колонна регенерации раствора амина К-156	Давление, МПа	0,20–0,25
	Температура, °С: верха низа	105–115 115–125
	Расход орошения, м ³ /ч	0,4–1,0
	Содержание в дымовых газах, % об. на влажный газ: кислорода оксида углерода	2,5–3,0 до 0,1
Ёмкость сырья Е-151	Давление, МПа	1,00–1,05
	Расход в аппарат, м ³ /ч: головки стабилизации с установки каталитического риформинга головки стабилизации с блока атмосферной перегонки комбинированной установки У-1.731	1,8–10,0 35–62
Теплообменник Т-156	Температура, °С: насыщенного раствора амина на выходе регенерированного раствора амина на выходе	95–105
		55–65
Холодильник Х-158	Температура раствора амина на выходе, °С, не выше	40

Конкретные параметры технологического режима работы блока очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731 зависят от его производительности, качества исходного сырья и ассортимента получаемых продуктов.

6.2.3. Вторичная перегонка стабильного гидрогенизата

Блок вторичной перегонки стабильного гидрогенизата предназначен для выделения из гидрогенизата установки гидроочистки фр. н. к. -62 °С (компонент бензина), 62–180 °С (сырьё установки каталитического риформинга), 180–350 °С (базовый компонент дизельного топлива) и сероводорода в растворе диэтанолamina, направляемого для его выделения и регенерации аминового раствора на установки У-72.

Производительность блока по стабильному гидрогенизату составляет 2 009,6 тыс. т/год. Диапазон нормальной работы аппаратов и оборудования блока колеблется от 60 до 100 % от номинальной производительности.

Первоначальный проект блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата комбинированной установки У-1.731 разработан проектным институтом «ЛенГИПРОнефтехим» (Санкт-Петербург).

6.2.3.1. Показатели качества сырья и продукции

Основные показатели качества сырья и продукции блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата комбинированной установки У-1.731 приведены в табл. 6.7.

Таблица 6.7

Основные показатели качества сырья и продукции блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата комбинированной установки У-1.731

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Стабильный гид-рогенизат (фр. н. к.-350 °С)	Плотность при 20 °С, г/см ³ , не более	0,860
	Содержание общей серы, % масс., не более	0,15
	Вязкость кинематическая при 20 °С, мм ² /с	2,8
	Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже	32
Продукция		
Фракция н. к.-62 °С (компонент бензина)	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,630
	Содержание общей серы, % масс., не более	0,03
	Октановое число, не менее	50
Фракция 62–180 °С (сырьё установки каталитического риформинга)	Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется
	Фракционный состав, °С:	
	начало перегонки, не ниже	64
	конец перегонки, не выше	180
	Содержание общей серы, % масс., не более	0,04
	Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже	28
Фракция 180–350 °С (базовый компонент дизельного топлива)	Испытание на медной пластинке	Выдерживает
	Цетановое число, не менее	45
	Фракционный состав по ГОСТ 2177, °С, не выше:	
	50 % об. перегоняется при	280
	96 % об. перегоняется при	360
	Содержание, % масс., не более:	
	общей серы	0,05
	меркаптановой серы	0,01
	сероводорода	Отсутствует
	Температура вспышки в закрытом тигле, °С, не ниже	62
	Испытание на медной пластинке	Выдерживает

Такие показатели качества сырья и продукции блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата, как, например, содержание общей серы, цетановое число и некоторые другие, являются производными от природы газового конденсата и показателей работы установки гидроочистки его широкой фр. н. к.-350 °С.

6.2.3.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата комбинированной установки У-1.731 приведена на рис. 6.4. С целью упрощения на ней не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников и холодильников одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Сырьё блока – стабильная гидроочищенная газоконденсатная фр. н. к.-350 °С – поступает в ёмкость Е-101, откуда его подают для нагрева в теплообменники Т-101 и далее двумя параллельными потоками направляют на вторую ступень нагрева в теплообменниках Т-102 и Т-103. После второй ступени нагрева оба потока сырья вновь объединяют и подают в печь П-101/1, откуда парожидкостный поток сырья поступает в колонну К-101 на фракционирование.

С верха ректификационной колонны К-101 отбирают фр. н. к.-62 °С, боковым погоном – фр. 62–180 °С, а нижним (кубовым) продуктом – фр. 180–350 °С. Предусмотрены подвод тепла в куб колонны при помощи горячей струи, которая циркулирует через трубчатую печь П-101/2, и отвод тепла с верха колонны при помощи острого холодного орошения, подаваемого на верхнюю тарелку колонны.

Пары ректификата (фр. н. к.-62 °С) и острого орошения, выходящие с верха колонны К-101, конденсируют в конденсаторе-холодильнике ХВ-101, охлаждают в холодильнике Х-101 и направляют в рефлюксную ёмкость Е-102, откуда острое орошение подают на верхнюю тарелку колонны К-101, а балансовое количество фр. н. к.-62 °С выводят в экстракционную колонну К-102.

Боковой погон колонны К-101 (фр. 62–180 °С) сначала направляют в теплообменник Т-55 блока атмосферной перегонки газового конденсата для нагрева сырья стабилизационной колонны К-52, а затем после охлаждения в холодильниках ХВ-103 и Х-102 направляют в промежуточный резервуарный парк установки каталитического риформинга.

Нижний (кубовый) продукт колонны К-101 (фр. 180–350 °С) прокачивают через теплообменник Т-103 и холодильник воздушного охлаждения ХВ-102, смешивают с частью фр. 230–350 °С и в качестве базового компонента дизельного топлива выводят в резервуарный парк нефтепродуктов.

Экстракционная колонна К-102 предназначена для очистки фр. н. к.-62 °С от сероводорода 25 %-м раствором диэтаноламина. Очищаемое сырьё подают в нижнюю часть этой колонны, а раствор амина – на верхнюю тарелку колонны.

Очищенная фр. н. к.-62 °С с верха колонны К-102 поступает в отстойник Е-103, в котором происходит её отделение от капель диэтаноламина, и далее её направляют в парк хранения сжиженных газов.

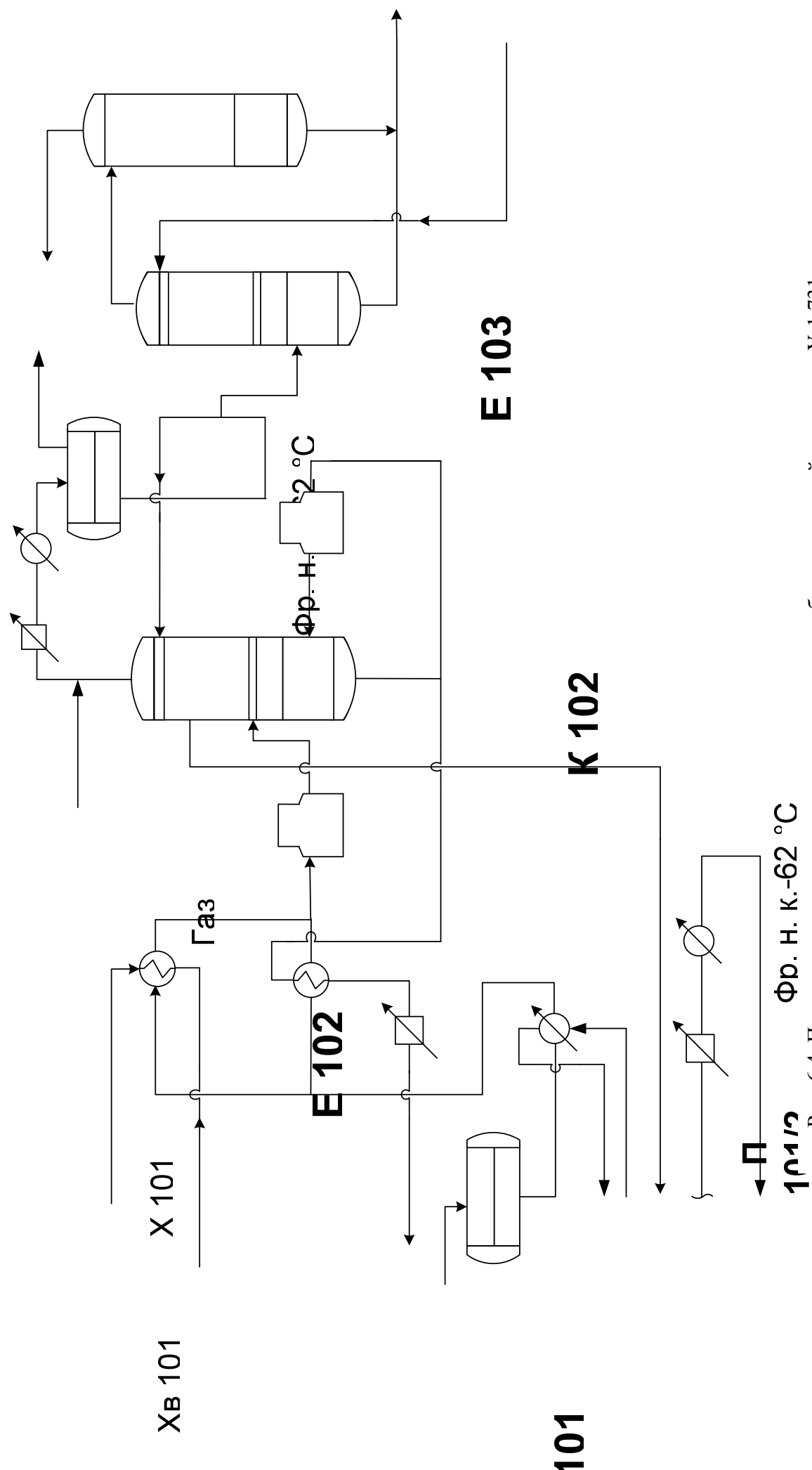


Рис. 6.4. Принципиальная технологическая схема комбинированной установки У-1.731
(блок вторичной перегонки гидропероксида)

Насыщенные растворы диэтанолamina из кубa колонны К-102 и отстойника Е-103 совместно подают для регенерации на блок очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731.

6.2.3.3. Нормы технологического режима блока

Нормы технологического режима работы аппаратов блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата приведены в табл. 6.8.

Таблица 6.8

Нормы технологического режима блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата комбинированной установки У-1.731

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Ректификационная колонна К-101	Давление, МПа:	
	верха	до 0,20–0,22
	в питательной секции	0,22–0,25
	низа	0,25–0,26
	в ёмкости орошения Е-102	0,15–0,16
	Температура, °С:	
	верха	до 90
	вывода бокового погона	142–145
	сырья на входе в колонну	185–192
	низа (куба)	до 290
	горячей струи на входе в колонну	300–310
Экстракционная колонна К-102	Расход, м ³ /ч:	
	ректификата (фр. н. к. -62 °С)	34,6–57,7
	острого орошения	229–382
	бокового погона (фр. 62–180 °С)	119–198
	остатка (фр., кипящая выше 350 °С)	80–134
	горячей струи	218–304
	5 %-го раствора ингибитора коррозии в шлемовую трубу	30–48
Ёмкость Е-101	Давление, МПа	0,05
	Расход сырья, м ³ /ч	208–347
	Расход регенерированного раствора амина, м ³ /ч	7,2–13,0
Печь П-101/1	Температура стабильного гидрогенизата на входе, °С	195–205
Отстойник насыщенного раствора амина Е-103	Давление, МПа	0,45–0,50
	Температура, °С, не выше	40
Расход гидрогенизата, м ³ /ч	Теплообменники Т-102	134–223
	Теплообменник Т-103	89–147
Температура охлаждения продуктов после холодильников и теплообменников, °С	ХВ-101	40–50
	ХВ-103, не выше	50
	Х-102, не выше	40
	Т-103	125–160
	ХВ-102	50–60

Параметры технологического режима работы блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата комбинированной установки У-1.731 могут несколько изменяться в зависимости от требуемого фракционного состава получаемых на блоке продуктов.

6.3. Установка гидроочистки широкой фракции н. к.-350 °С (У-1.732)

Установка гидроочистки широкой фр. н. к.-350 °С АГК предназначена для получения стабильной гидроочищенной фр. н. к.-350 °С с содержанием общей серы до 0,15 % масс., направляемой затем на блок вторичной перегонки гидрогенизата комбинированной установки У-1.731.

Производительность установки по сырью составляет 2 070 т/год.

Проект установки выполнен проектным институтом «ЛенГИПРОнефтехим» (Санкт-Петербург).

6.3.1. Показатели качества сырья и продукции

Основные показатели качества сырья и продукции установки гидроочистки У-1.732 приведены в табл. 6.9.

Таблица 6.9

Показатели качества сырья и продукции установки гидроочистки У-1.732

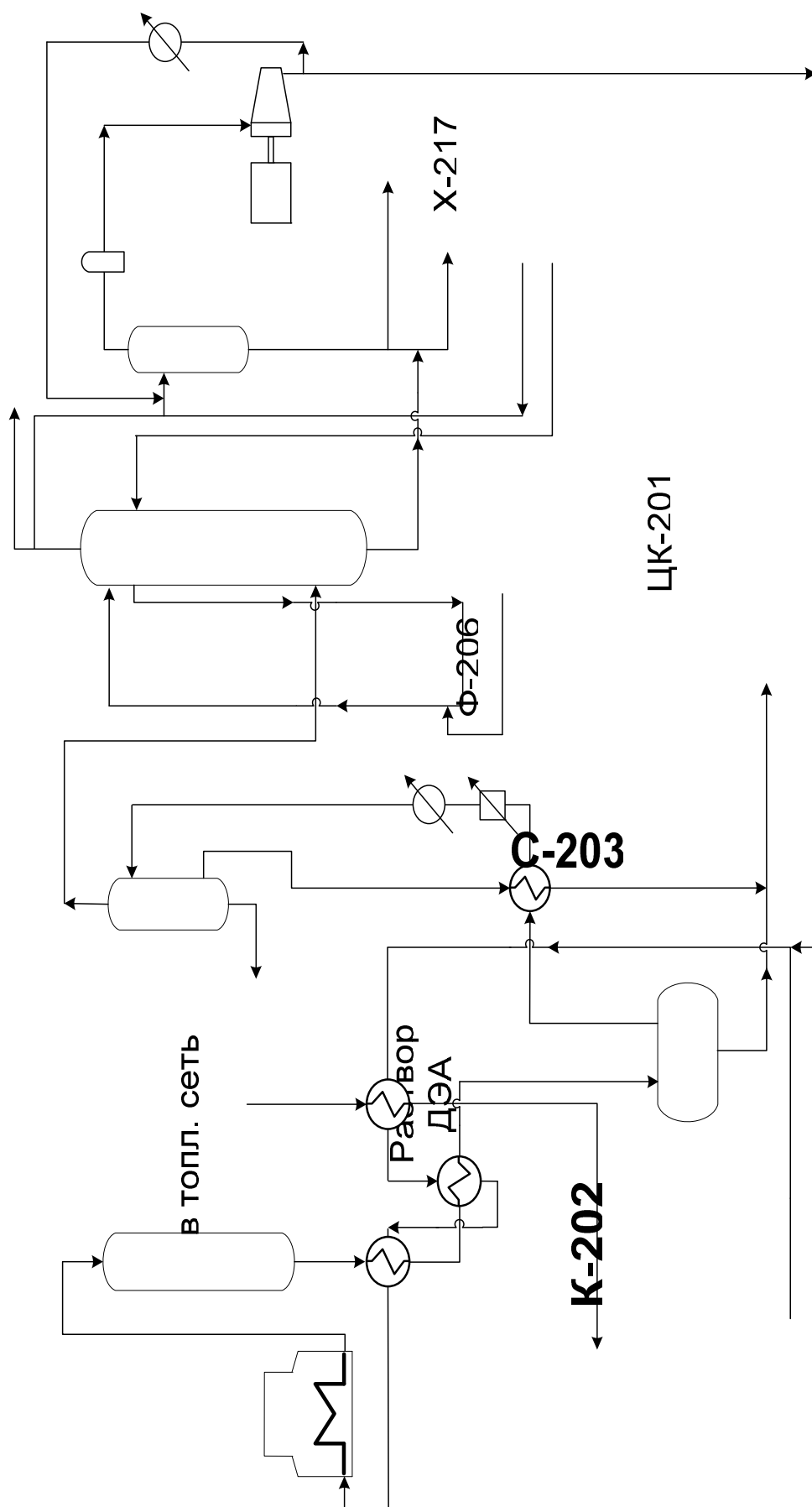
Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Стабильная фр. н. к.-350 °С	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,755
	Фракционно-компонентный состав, % масс.:	
	нормальный бутан	0,19
	нормальный пентан	5,29
	изопентан	5,21
	фр. 36–90 °С	12,97
	фр. 90–150 °С	29,09
	фр. 150–210 °С	25,33
	фр. 210–90 °С	10,50
	фр. 36–90 °С	11,42
	Содержание, % масс.:	
	общей (в том числе меркаптановой) дисульфидной азота	1,32 (0,4)
	влаги, млн ⁻¹	0,1
	фактических смол, мг/100 мл, не более	60·10 ⁻⁴
	механических примесей	2,0
		2,2
		Отсутствует

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
	Вязкость кинематическая при 20 °С, мм ² /с	2,7
	Температура, °С: вспышки в закрытом тигле	35
	застывания	–38
	Иодное число, г I ₂ /100 мл	4,9
	Коксуемость 10 %-го остатка, % масс.	0,18
Продукция		
Стабильный гидрогенизат	Плотность при 20 °С, г/см ³	0,752
	Фракционно-компонентный состав, % масс.:	
	нормальный бутан	0,19
	нормальный пентан	5,37
	изопентан	5,29
	фр. 36–90 °С	13,57
	фр. 90–150 °С	30,45
	фр. 150–210 °С	24,13
	фр. 210–90 °С	10,14
	фр. 36–90 °С	10,86
	Содержание, % масс.:	
	общей (в том числе меркаптановой) сероводорода	0,15 (5·10 ^{–4})
	азота	0,1
	фактических смол, мг/100 мл, не более	20·10 ^{–4}
	водорастворимых кислот и щелочей	0,8
	механических примесей и воды	Отсутствует
	Вязкость кинематическая при 20 °С, мм ² /с	Отсутствует
	Температура, °С: вспышки в закрытом тигле	2,8
	застывания	32
	Иодное число, г I ₂ /100 мл	–40
	Коксуемость 10 %-го остатка, % масс.	0,9
	Испытание на медной пластинке	0,15
Сероводород	Содержание сероводорода, % об., не менее	Выдерживает
Углеводородный газ	Содержание сероводорода, % об., не более	95,0
Отдуваемый водородсодержащий газ	Содержание сероводорода, % об., не более	0,01
		0,1

Показатели качества продуктов блока вторичной перегонки стабильного гидрогенизата комбинированной установки У-1.732 могут несколько изменяться в зависимости от их требуемого фракционного состава.

6.3.2. Принципиальная технологическая схема

Принципиальная технологическая схема установки гидроочистки широкой фр. н. к. –350 °С, выделенной из газового конденсата, приведена на рис. 6.5а (узел гидроочистки и аминовой очистки водородсодержащего газа) и 6.5б (узел стабилизации гидрогенизата, аминовой очистки углеводородного газа и регенерации аминового раствора).



a

□ К-205

Рис. 6.5. Принципиальная технологическая схема установки гидроочистки У-1.732:
a – узел гидроочистки и аминной очистки водородосодержащего газа

□ К-206

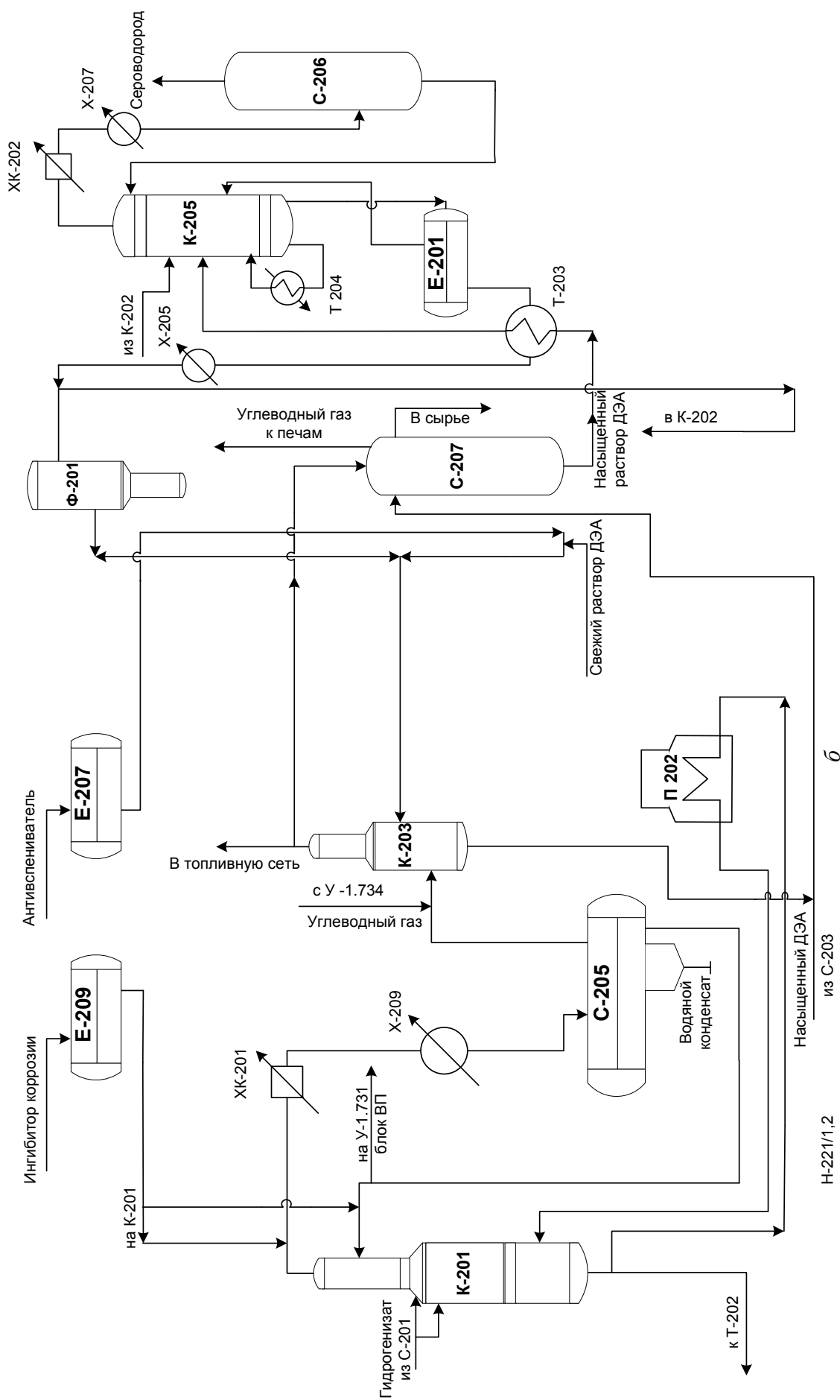


Рис. 6.5. Принципиальная технологическая схема установки гидроочистки У-1.732: б – узел стабилизации гидрогенизата, аминовой очистки углеводородного газа и регенерации аминного раствора

С целью упрощения на схемах не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников и холодильников одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

Процесс гидроочистки основывается на реакции гидрогенизации (гидрогенолиза), в результате которой соединения серы, кислорода и азота превращаются в присутствии водорода на катализаторе в углеводороды с выделением сероводорода, воды и аммиака, а олефины преобразуются в более стабильные углеводороды парафинового или нафтенового рядов в зависимости от природы олефинов в исходном сырье.

Относительная скорость и глубина протекания реакций зависят от условий процесса, физико-химических свойств перерабатываемого сырья, применяемого катализатора и его состояния. Условия проведения процесса гидроочистки зависят от фракционного и химического состава сырья, требуемой степени обессеривания, применяемого катализатора и его состояния. Основными параметрами, характеризующими гидроочистку, являются температура, давление, объёмная скорость подачи сырья, кратность циркуляции водородсодержащего газа по отношению к сырью и активность катализатора.

Сырьё (прямогонная широкая газоконденсатная фр. н. к.-350 °С) подают на смешение с циркуляционным водородсодержащим газом, нагнетаемым центробежным компрессором ЦК-201. Полученная газосырьевая смесь поступает в теплообменник Т-202, в котором нагревается горячим потоком стабильного гидрогенизата, затем в теплообменники Т-209 и Т-201, где нагревается потоком газопродуктовой смеси из реактора Р-201 до температуры 245–285 °С, и поступает в трубчатую печь П-201 для нагрева до температуры 320–380 °С. После трубчатой печи П-201 газосырьевую смесь направляют в верхнюю часть реактора гидроочистки Р-201.

В реакторе происходит гидрирование сернистых соединений, содержащихся в сырье, с образованием сероводорода, а также частичный гидрокрекинг с образованием углеводородного газа и лёгких бензиновых фракций. Газопродуктовая смесь после реактора отдаёт своё тепло потоку газосырьевой смеси в сырьевых теплообменниках Т-201 и Т-209, и с температурой 200 °С поступает в продуктовый горячий сепаратор С-201.

В сепараторе С-201 происходит разделение смеси на нестабильный гидрогенизат и парогазовую смесь. Парогазовая смесь из сепаратора С-201 поступает в теплообменник Т-205, в котором отдаёт своё тепло гидрогенизату из холодного сепаратора С-202, затем охлаждается последовательно в холодильнике воздушного охлаждения Х-201 и водяном холодильнике Х-202 и с температурой 40 °С поступает в продуктовый холодный сепаратор С-202.

В холодном сепараторе С-202 происходит отделение циркуляционного водородсодержащего газа от гидрогенизата.

Нестабильный гидрогенизат из сепаратора С-202 нагревают в теплообменнике Т-205 потоком парогазовой смеси, смешивают с нестабильным гидрогенизатом из горячего сепаратора С-201, и с температурой 157 °С подают в питательную секцию колонны стабилизации К-201.

Неочищенный циркуляционный водородсодержащий газ с верха холодного С-202 направляют в нижнюю часть абсорбера циркуляционного газа К-202, где очищают от сероводорода 10 %-м водным раствором диэтаноламина.

Для отмывки очищенного водородсодержащего газа от амина в абсорбер К-202 на глухую тарелку, расположенную вверху абсорбера, подают конденсат водяного пара. Из циркулирующего в системе количества конденсата водяного пара примерно 1 м³/ч выводят после сепаратора С-203 на орошение отгонной колонны К-205.

Очищенный циркуляционный водородсодержащий газ с верха абсорбера К-202 поступает в сепаратор С-203 и далее через фильтр Ф-206 на приём компрессора ЦК-201. Часть водородсодержащего газа отдувается в топливную сеть завода.

Для поддержания нужной концентрации водорода в циркулирующем водородсодержащем газе в него перед сепаратором С-203 вводят свежий водородсодержащий газ с установки каталитического риформинга.

Нестабильный гидрогенизат из сепараторов С-201 и С-202 с температурой до 170 °С и давлением 1,1 МПа направляют на 14-ю тарелку стабилизационной колонны К-201, в которой выделяют бензин, сероводород, воду и углеводородный газ.

Из куба стабилизационной колонны К-201 забирают часть стабильного гидрогенизата и направляют в трубчатую печь П-202, в которой его нагревают до температуры 240 °С и подают обратно в куб этой же колонны для поддержания нужного температурного режима (горячая струя).

Балансовое количество стабильного гидрогенизата отдаёт своё тепло в теплообменнике Т-202, охлаждается в воздушном холодильнике Х-204 и выводится с установки с температурой 50 °С.

С верха стабилизационной колонны К-201 уходят пары бензина, воды, и углеводородный газ вместе с сероводородом. После охлаждения в воздушном конденсаторе-холодильнике ХК-201 и в водяном холодильнике Х-209 до температуры 40 °С эта смесь поступает в сепаратор С-205, где происходит отделение углеводородного газа от жидкой углеводородной фазы и воды.

Углеводородную жидкую часть (бензин гидроочистки) из сепаратора С-205 подают на орошение в стабилизационную колонну К-201. Балансовый избыток бензина гидроочистки выводят на блок вторичной перегонки комбинированной установки У-1.731 или в линию некондиционных продуктов.

Водяной конденсат из сепаратора С-205 вместе с сероводородной водой поступает в деаэратор для отдувки сероводорода водяным паром (на рис. 6.5а

и 6.5б узел не показан). Отдутый сероводород сбрасывают через факельную ёмкость на сероводородный факел, а водяной конденсат после охлаждения до 40 °С – в промышленную канализацию.

Газ из сепаратора С-205 вместе с газом установки каталитического риформинга поступает в нижнюю часть абсорбера К-203 на очистку от сероводорода 10 %-м водным раствором диэтаноламина, который подают в верхнюю часть абсорбера.

Из абсорберов К-202 и К-203 насыщенный раствор амина поступает в сепаратор С-207, в котором происходит выделение углеводородного газа и бензина гидроочистки из раствора амина. Насыщенный раствор амина из сепаратора С-207 направляют в теплообменник Т-203, где его нагревают потоком регенерированного амина до температуры 100 °С, и подают в отгонную колонну К-205 на 17-ю тарелку. Тепло в отгонную колонну К-205 подводят циркуляцией раствора амина через кипятильник (рибойлер) Т-204, обогреваемый водяным паром. Из куба колонны К-205 регенерированный раствор амина поступает в ёмкость Е-201 с температурой 120 °С и оттуда в теплообменник Т-203, в котором его охлаждают до температуры 60 °С, и далее в водяной холодильник Х-205 для охлаждения до температуры 40 °С.

Пары воды и сероводород частично конденсируют и охлаждают в воздушном холодильнике Х-207 до температуры 40 °С. Затем эта смесь поступает в сепаратор сероводорода С-206. В сепараторе происходит разделение сероводородной воды, бензина и сероводорода. Бензин из сепаратора С-206 периодически откачивают на орошение отгонной колонны К-205 и на приём сырьевых насосов установки.

Для подавления сероводородной коррозии предусмотрена подача 5 %-го раствора ингибитора коррозии из ёмкости Е-209 в шлемовую трубу колонны К-201 перед воздушными холодильниками ХК-201 и линию орошения этой же колонны. Для удаления механических примесей из регенерированного раствора амина используется узел фильтрации части раствора амина в фильтре Ф-201, которая имеет намывной слой.

Для предотвращения вспенивания раствора амина на тарелках абсорберов на установке имеется узел подачи раствора антивспенивателя в систему.

Регенерацию катализатора гидроочистки проводят паровоздушной смесью при давлении до 0,25 МПа и температуре в слое катализатора не выше 530 °С. Процессу регенерации предшествует операция остановки установки и её подготовки, в период которой реакторный блок освобождают от продукта и водородсодержащего газа, продувают азотом до содержания горючих веществ в смеси не более 0,5 % об.

После продувки азотом собирают схему сброса паровоздушной смеси из реактора Р-201 на «свечу». Затем при розжиге трубчатой печи П-201 на вход в её змеевик подают водяной пар в количестве 15 т/ч и ведут подъём температуры в печи до 300 °С. При температуре 300 °С делают выдержку

в течение 4–6 ч, затем продолжают подъём температуры со скоростью 20 °С в час, а при увеличении разницы температур между входом и выходом из печи П-201 более 150 °С скорость подъёма температуры снижают.

Окислительная регенерация катализатора включает четыре стадии:

1) выжиг оставшихся на катализаторе углеводородов при температуре 300 °С и концентрации кислорода в смеси с водяным паром не более 0,5 % об.;

2) выжиг фиксированного кокса при температуре 420–450 °С и концентрации кислорода до 3 % об. в расчёте на водяной пар;

3) прокалка при плавном повышении температуры до 480 °С при содержании кислорода до 3–6 % об. на водяной пар до полного прекращения горения и выдержка в течение 4-х ч при температуре 480 °С;

4) увеличение концентрации кислорода до 12 % об. в расчёте на водяной пар, подъём температуры до 540 °С и выдержка в течение 4-х часов.

За ходом регенерации следят по содержанию кислорода и диоксида углерода в отходящих дымовых газах, которые контролируются через каждые 60 мин. Регенерация катализатора считается законченной при повышении содержания кислорода в дымовых газах до 15–16 % об. и снижении концентрации диоксида углерода ниже 5 % об. при температуре в слое катализатора 530–540 °С.

После окончания регенерации катализатора температуру на входе в трубчатую печь П-201 снижают до 300 °С, прекращают подачу водяного пара в змеевик печи и производят сушку только воздухом. При температуре 150–180 °С прекращают подачу топлива к форсункам трубчатой печи П-201 и производят охлаждение реактора Р-201 воздухом. Вскрытие Р-201 производят при температуре 40 °С.

6.3.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки гидроочистки широкой газоконденсатной фр. н. к.-350 °С У-1.732 приведены в табл. 6.10.

Таблица 6.10

**Нормы технологического режима работы основных аппаратов
установки гидроочистки У-1.732**

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Реактор Р-201	Допустимый перепад давления, МПа, не более:	
	по высоте слоя катализатора	0,3
	в системе реакторного блока	1,2
	Температура, °С:	
	газосырьевой смеси на входе	320–380
	газопродуктовой смеси на выходе, не выше	395
	допустимый перепад температур, не выше	15

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
	Расход: сырья, м ³ /ч свежего водородсодержащего газа, нм ³ /ч циркулирующего водородсодержащего газа, нм ³ /ч отдуваемого водородсодержащего газа, нм ³ /ч раствора ингибитора коррозии на реакторный блок, л/ч	210–350 15 000–24 000 70 000–90 000 5 000–8 000 50–80
Циркуляционный компрессор ЦК-201	Давление, МПа: приёма нагнетания	3,4–3,7 4,2–4,6
Горячий сепаратор С-201	Температура, °С, не выше	200
Холодный сепаратор С-202	Температура, °С, не выше	40
Стабилизационная колонна К-201	Давление, МПа, не более	0,7
	Температура, °С:	
	верха	100–120
	низа, не выше	178
	входа сырья	157–170
	орошения, не выше	40
	горячей струи на входе в печь П-202, не выше	178
Абсорбер очистки циркуляционного ВСГ К-202	горячей струи на выходе из печи П-202, не выше	240
	выхода гидрогенизата с установки, не выше	50
	Расход, м ³ /ч:	
	орошения	26–34
	ингибитора коррозии в шлемовую трубу, л/ч	10–35
Абсорбер очистки циркуляционного водородсодержащего газа К-203	ингибитора коррозии в линию орошения, л/ч	8–20
	горячей струи в печь П-202	84–126
	Перепад давления, МПа, не более	0,02
	Температура газа на входе, °С, не выше	40
Отгонная колонна К-205	Расход раствора амина, м ³ /ч	35–50
	Давление, МПа, не более:	
	верха	0,7
	перепад давления	0,02
	Температура газа на входе, °С, не выше	40
	Расход раствора амина, м ³ /ч	16–24
	Температура, °С:	
	верха	100–110
	входа сырья	100
	низа	120–125

Технологический режим работы основных аппаратов установки гидроочистки У-1.732 может изменяться в зависимости от применяемого катализатора, производительности установки и требуемой степени обессеривания широкой фракции газового конденсата н. к. -350 °С.

6.4. Установка каталитического риформинга бензиновых фракций (У-1.734)

Установка каталитического риформинга Л-35-11/1000 (У-1.734) предназначена для получения стабильного (дебутанизированного) катализата (риформата) с октановым числом не менее 82 пунктов по исследовательскому методу, которые используются в качестве базового компонента для приготовления автомобильных бензинов.

Сырьём установки в условиях нормальной эксплуатации является фр. 62–180 °С АГК, выделенная на блоке вторичной перегонки широкой гидроочищенной газоконденсатной фр. н.к.-350 °С комбинированной установки У-1.731.

Проект установки каталитического риформинга У-1.734 выполнен институтом «ЛенГИПРОнефтехим» (Санкт-Петербург), а привязка установки к междоцеховым и общезаводским коммуникациям – институтом «ЮжНИИ-ГИПРОгаз» (Донецк).

6.4.1. Показатели качества сырья и продукции

Основные показатели качества сырья и продукции установки У-1.734 приведены в табл. 6.11.

Таблица 6.11

Основные показатели качества сырья и продукции установки каталитического риформинга У-1.734

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
Сырьё		
Сырьё блока гидроочистки – фр. 62–180 °С	Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется
	Фракционный состав, °С: начало кипения, не ниже конец кипения, не выше	68 176
	Содержание общей серы, % масс. (масс. млн ⁻¹), не более	0,05 (500)
	Испытание на медной пластинке	Выдерживает
	Содержание капельной влаги и механических примесей	Отсутствует
Сырьё блока каталитического риформинга – гидроочищенная фр. 62–180 °С	Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется
	Фракционный состав, °С: начало кипения, не ниже конец кипения, не выше	75 177
	Групповой углеводородный состав, % масс.:	
	арены циклоалканы алканы сумма алканов C ₆ +	14,2 22,5 63,3 11,5

Наименование продукции	Показатели качества	Значение
	Содержание общей серы, % масс. (масс. ppm)	0,000 05 (0,5)
Продукция		
Стабильный риформат	Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется
	Фракционный состав, °С: начало кипения, не ниже конец кипения, не выше	48 200
	Октановое число по исследовательскому методу, не менее	82–99
	Испытание на медной пластинке	Выдерживает
Головка стабилизации риформата	Плотность при 20 °С, г/см ³	Не нормируется
	Углеводородный состав, % масс., не более: сумма метана и этана сумма углеводородов C ₅ +	5,0 3,0
	Содержание водорода, % об., не менее	71,6
Газ стабилизации риформата	Углеводородный состав, % масс., не более: сумма углеводородов C ₃ сумма углеводородов C ₅	40,0 0,5
	Сумма углеводородов C ₅ , % масс., не более	0,6
	Массовая доля сероводорода, % масс.	Не нормируется

Показатели качества сырья блока гидроочистки установки каталитического риформинга У-1.734 – такие, как содержание общей серы, фракционный состав и некоторые другие, – зависят от показателей работы предшествующих установок (комбинированной и гидроочистки).

6.4.2. Принципиальная технологическая схема

Установка У-1.734 состоит из двух основных блоков: предварительной гидроочистки исходного сырья (бензиновой фр. 62–180 °С, выделенной на блоке вторичной перегонки гидрогенизата комбинированной установки У-1.731) и собственно каталитического риформинга. Принципиальная технологическая схема этой установки приведена на рис. 6.6а (блок предварительной гидроочистки) и 6.6б (блок каталитического риформинга).

С целью упрощения на них не указаны насосы, а группы теплообменников, конденсаторов-холодильников и холодильников одного и того же назначения объединены и представлены в виде одного аппарата.

В процессе предварительной гидроочистки исходного сырья протекает реакция гидрогенолиза, в результате которой органические соединения серы, кислорода и азота, содержащиеся в сырье, превращаются в углеводороды с выделением соответственно сероводорода, воды и аммиака. Эти органические соединения являются ядами полиметаллических платиновых катализаторов процесса риформинга, и поэтому основным назначением процесса предварительной гидроочистки является их разрушение вследствие химических реакций.

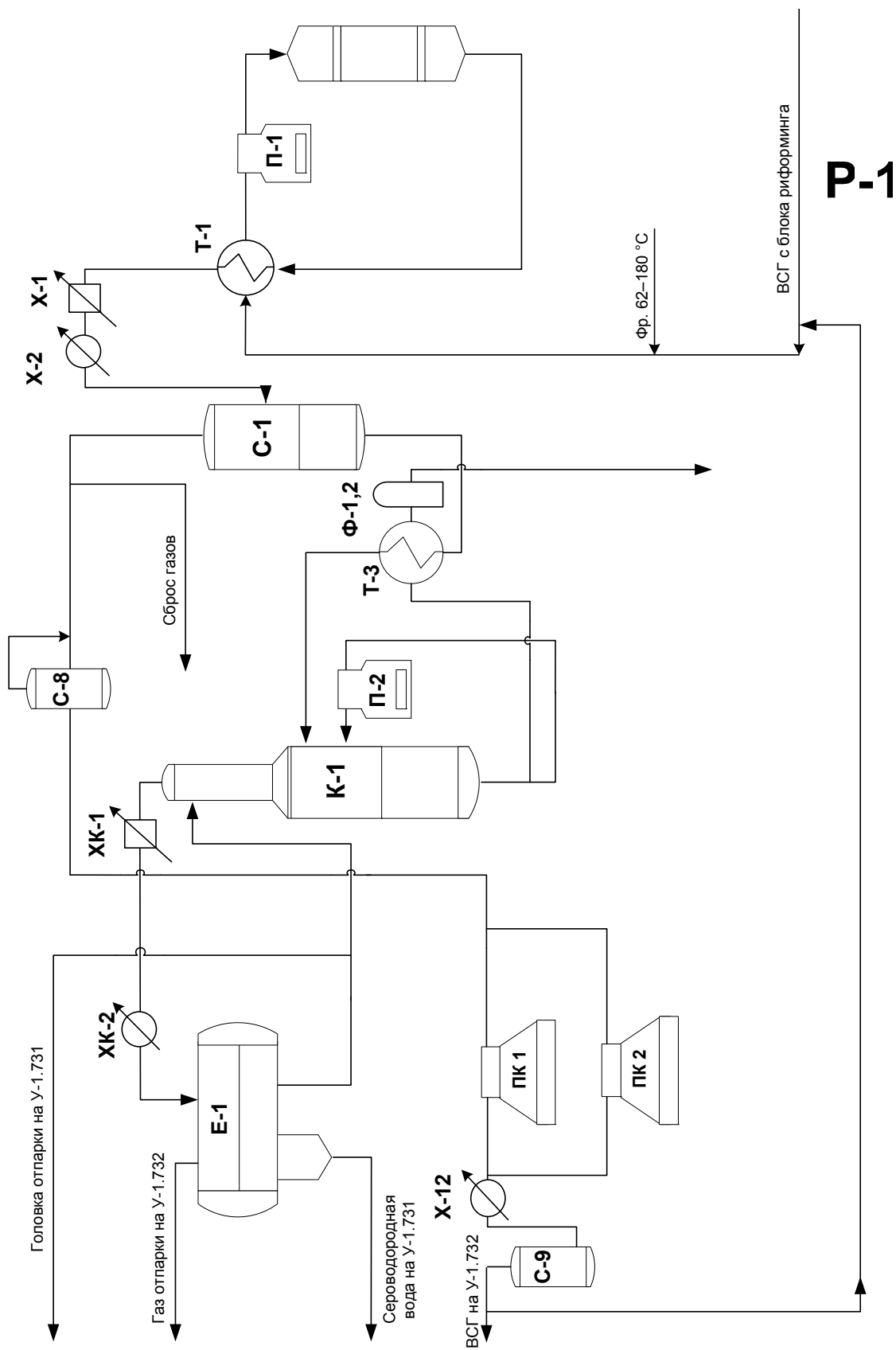


Рис. 6.6. Принципиальная технологическая схема установки У-1.734: а – блок предварительной гидроочистки

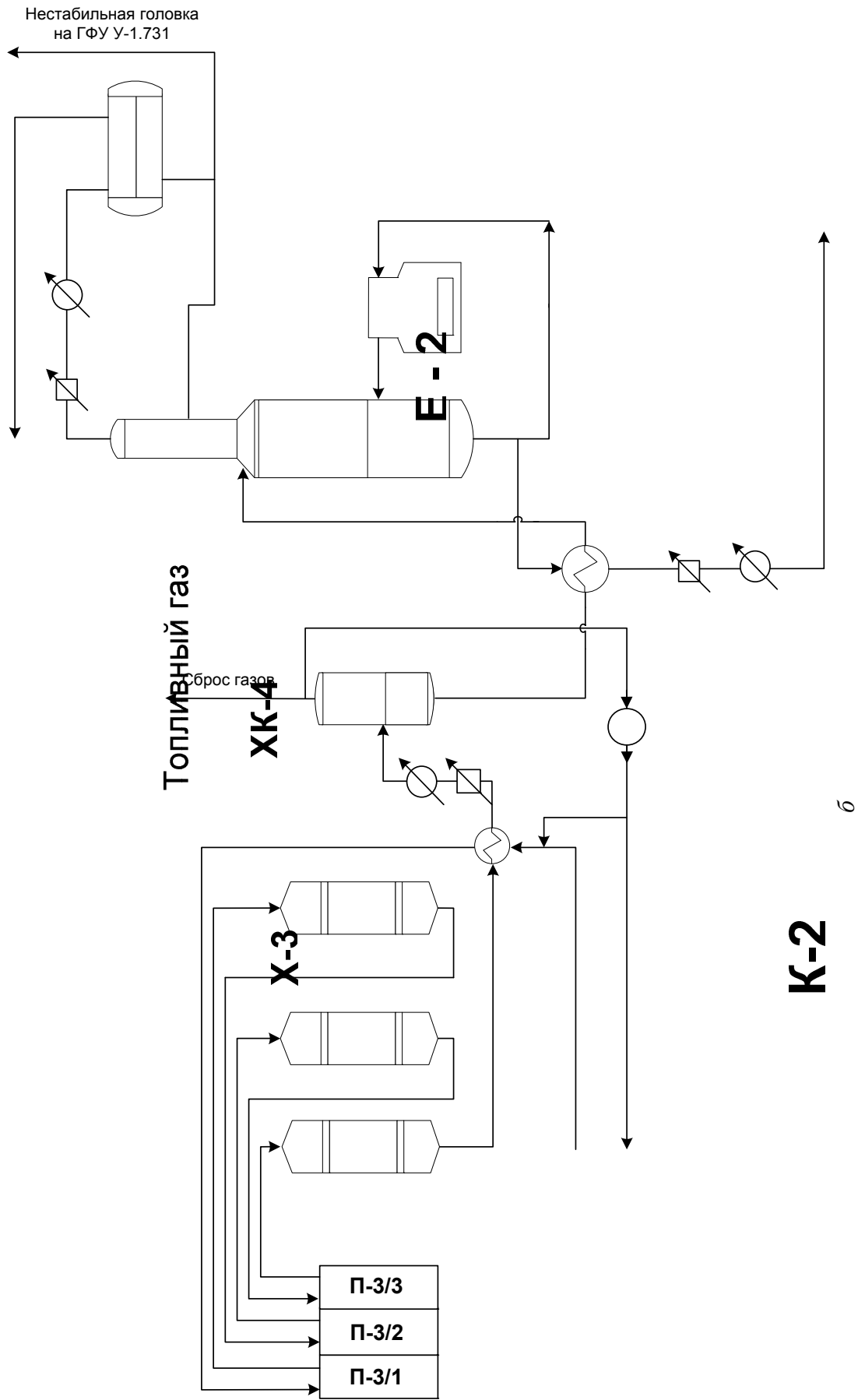


Рис. 6.6. Принципиальная технологическая схема установки У-1.734: δ – блок каталитического риформинга

С

В процессе предварительной гидроочистки сырья одновременно с реакциями гидрогенолиза сернистых, кислородсодержащих и азотистых соединений протекают многочисленные реакции углеводородов: изомеризация парафиновых углеводородов, насыщение непредельных углеводородов, гидрокрекинг. При повышенных температурах идут также реакции частичного дегидрирования нафтенов. Микропримеси металлов, содержащихся в исходном сырье, в условиях гидроочистки практически полностью отлагаются на катализаторе этого процесса.

Процесс каталитического риформинга основывается на реакциях дегидроциклизации парафиновых углеводородов, дегидрировании и дегидроциклизации нафтенных углеводородов и изомеризации парафинов, протекающих на полиметаллических катализаторах под давлением водорода. В результате указанных реакций в сырье (бензиновой фракции) увеличивается содержание ароматических и изопарафиновых углеводородов, которые увеличивают его октановое число.

В некоторых случаях в процессе каталитического риформинга получает развитие реакция гидрогенизации (гидрогенолиза), которая протекает на металлических участках катализатора риформинга и приводит к преимущественному образованию метана в газообразных продуктах этого процесса.

Реакции гидрокрекинга и гидрогенолиза являются нежелательными, т. к. создают помехи протеканию основных реакций дегидрирования нафтенных и дегидроциклизации парафинов. Кроме того, вызывая утяжеление циркулирующего водородсодержащего газа из-за увеличения содержания в нём метана, указанные реакции снижают технико-экономические показатели процесса каталитического риформинга в целом.

Блок предварительной гидроочистки сырья с подачей циркулирующего водородсодержащего газа. Сырьё – бензиновую фр. 62–180 °С – подают на смешение с водородсодержащим газом, образующимся на блоке каталитического риформинга и поступающим на блок предварительной гидроочистки с линии нагнетания центробежного компрессора ЦК-1.

Смесь сырья и водородсодержащего газа (газосырьевая смесь) поступает последовательно в межтрубное пространство продуктовых теплообменников блока предварительной гидроочистки Т-1, в которых подогревается до температуры 200–300 °С. Затем газосырьевая смесь поступает в трубчатую печь блока предварительной гидроочистки П-1 для нагрева до температуры реакции (300–400 °С) и далее в реактор Р-1, где на катализаторах (например, HR-448 и HR-506) происходят реакции гидрогенизации (гидрогенолиза).

После теплообмена с газосырьевой смесью в теплообменнике Т-1 и охлаждения последовательно в аппарате воздушного охлаждения Х-1 и водяном холодильнике Х-2 газопродуктовую смесь из реактора Р-1 с температурой не выше 40 °С направляют в продуктовый сепаратор С-1, в котором её разделяют на нестабильный гидрогенизат и водородсодержащий газ (ВСГ).

Отсепарированный в сепараторе С-1 водородсодержащий газ через дополнительный сепаратор С-8 поступает на приём дожимного компрессора ПК-1 (или ПК-2). После дожимного компрессора водородсодержащий газ под давлением 38–40 МПа охлаждают в холодильнике Х-12, отделяют от него жидкую фазу в сепараторе С-9 и направляют на установку гидроочистки широкой газоконденсатной фр. н. к.-350 °С. Часть водородсодержащего газа возвращают в систему блока предварительной гидроочистки сырья.

Нестабильный гидрогенизат (жидкую фазу) из сепаратора С-1 направляют в теплообменник Т-3, в котором его нагревают до температуры 160–200 °С за счёт тепла стабильного гидрогенизата, и далее подают в отпарную колонну К-1 для удаления влаги, растворённых углеводородных газов и сероводорода, образовавшихся в процессе гидроочистки.

Отпаренные газы и влага с верха отпарной колонны К-1 поступают последовательно в конденсатор-холодильник воздушного охлаждения ХК-1 и водяной холодильник ХК-2, в которых их охлаждают до 40 °С, и далее подают в ёмкость орошения Е-1, в которой от жидкой нестабильной головки отпарки сепарируют газ и отделяют отстоем воду.

Газ отпарки из ёмкости Е-1 направляют на очистку от сероводорода на установку гидроочистки широкой фракции газового конденсата (фр. н. к.-350 °С). Нестабильную головку отпарки из ёмкости Е-1 возвращают в колонну К-1 на верхнюю тарелку в качестве орошения. При наличии избытка нестабильной головки отпарки газ подают на блок вторичной перегонки комбинированной установки У-1.731.

В куб отпарной колонны К-1 вводят тепло при помощи горячей струи, в качестве которой используют циркулирующую через трубчатую печь П-2 часть получаемого в этой колонне стабильного гидрогенизата. Стабильный гидрогенизат, выводимый из куба отпарной колонны К-1, охлаждают в теплообменнике Т-3 нестабильным гидрогенизатом и через фильтр Ф-1 (или Ф-2) подают на блок каталитического риформинга.

Блок каталитического риформинга. Стабильный гидрогенизат с блока предварительной гидроочистки смешивают с водородсодержащим газом. Полученную газосырьевую смесь блока каталитического риформинга направляют в теплообменники Т-4 и Т-5, в которых нагревают газопродуктовым потоком из реактора Р-4, и с температурой 375–460 °С подают в трубчатую печь П-3/1.

Нагрев газосырьевой смеси первой ступени процесса каталитического риформинга осуществляют в трубчатой печи П-3/1, из которой газосырьевая смесь с температурой 460–533 °С поступает в реактор Р-2, в котором на катализаторе (например, RG-582, RG-682) протекают реакции риформирования.

Полученную газопродуктовую смесь нагревают в трубчатой печи П-3/2 до температуры 480–530 °С и подают в реактор Р-3. После реактора Р-3 газопродуктовую смесь нагревают в трубчатой печи П-3/3 до температуры 375–460 °С и направляют в реактор Р-4. Из реактора Р-4 газопродуктовая смесь проходит через теплообменники Т-4 и Т-5, нагревая газосырьевую смесь блока каталитического риформинга. После теплообменников смесь охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения Х-3 и в водяном холодильнике Х-4 до температуры не выше 40 °С и поступает на сепарацию в сепаратор С-2. В сепараторе С-2 под давлением 2,2–2,6 МПа происходит сепарация газопродуктовой смеси на водородсодержащий газ и нестабильный катализат, поступающий на узел стабилизации катализата.

Отсепарированный водородсодержащий газ из сепаратора С-2 направляют для осушки в узел осушки циркулирующего водородсодержащего газа и далее – на приём циркуляционного компрессора ЦК-1. Нестабильный катализат риформинга из сепаратора С-2 направляют в стабилизационную колонну К-2 через теплообменник Т-6, обогреваемый стабильным катализатом риформинга из этой же колонны.

В колонне К-2 происходит стабилизация катализата риформинга. С верха стабилизационной колонны К-2 выводят газ стабилизации и нестабильную головку стабилизации, которые после охлаждения и частичной конденсации в конденсаторах-холодильниках воздушного охлаждения ХК-3 и водяном холодильнике ХК-4 направляют с температурой не выше 45 °С на сепарацию в ёмкость орошения Е-2. Газ стабилизации из ёмкости орошения Е-2 сбрасывают в топливную сеть завода. Жидкую фазу (головку стабилизации) из ёмкости Е-2 возвращают на верхнюю тарелку колонны К-2 в качестве орошения, а её балансовое количество выводят из ёмкости Е-2 и подают на блок очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731.

Температура низа стабилизационной колонны К-2 поддерживается горячей струёй за счёт циркуляции части стабильного катализата риформинга через трубчатую печь П-4.

Стабильный (дебутанизированный) катализат риформинга из куба стабилизационной колонны К-2 охлаждают до температуры не выше 40 °С последовательно в теплообменнике Т-6, в котором он отдаёт своё тепло нестабильному катализату – сырью колонны К-2, аппарате воздушного охлаждения Х-5 и концевом водяном холодильнике Х-6 и направляют в резервуарный парк.

6.4.3. Нормы технологического режима основных аппаратов установки

Нормы технологического режима работы основных аппаратов установки У-1.734 приведены в табл. 6.12.

Нормы технологического режима установки каталитического риформинга У-1.734

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Блок предварительной гидроочистки и стабилизации гидрогенизата		
Общие параметры	Давление в дожимном компрессоре водородсодержащего газа ПК-1 (ПК-2), МПа: в линии всасывания в линии нагнетания	1,0–2,0 3,8–5,0
	Температура на выходе из конденсатора-холодильника ХК-2, °С, не выше	40
	Расход: сырья на установку, м³/ч водородсодержащего газа на установку, нм³/ч	80–170 12 000–23 000
Реактор гидроочистки Р-1	Давление, МПа: на выходе из аппарата перепад при регенерации катализатора	2,2–2,3 0,001–0,160 0,15–0,25
	Температура, °С: при реакции при регенерации катализатора: на выходе в зоне выжига, не выше: в начальный период выжига при установившемся режиме горения изменение температуры в слое катализатора, °С/ч перепад между входом и выходом аппарата, не более	300–400 300 450 500 30 150
	Расход при регенерации катализатора: водяного пара, т/ч воздуха, % об.: в начальный период выжига при установившемся режиме горения	15,0 0,5 1,5–3,0
Отпарная колонна К-1	Давление, МПа	1,2–1,4
	Температура, °С: верха входа сырья куба, не ниже на 4-й (контрольной) тарелке, считая снизу	95–135 160–200 220 230–280
	Расход орошения, м³/ч	30–42
	Уровень в кубе, % шкалы прибора	20–80
Трубчатая печь гидроочистки П-1	Давление газосырьевой смеси на входе, МПа	2,74
	Температура, °С: нагреваемого продукта на входе, не ниже: в начале цикла в конце цикла	230 300

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
	нагреваемого продукта на выходе, не выше: в начале цикла	310
	в конце цикла	380
	перепад между входом и выходом нагреваемого продукта, не более	80
	дымовых газов, не выше:	
	на выходе из радиантной секции	830
	на выходе из трубчатой печи	500
	при выжиге глубинного кокса газов на выходе из змеевика печи	450
	Расход, м ³ /ч:	
	сырья, поступающего в печь	80–170
	водородсодержащего газа, поступающего в печь	12 000–23 000
	воздуха, подаваемого в змеевик печи при выжиге глубинного кокса, % об.	1,5–3,0
	Содержание в дымовых газах, % об. на влажный газ, не более:	
	оксида углерода	0,1
	кислорода	4,0
Трубчатая печь отпарной колонны П-2	Давление продукта на входе, МПа	1,55
	Температура, °С:	
	нагреваемого продукта на входе, не ниже	274
	нагреваемого продукта на выходе, не выше	283
	перепад по потоку нагреваемого продукта, не более	10
	дымовых газов, не выше:	
	на выходе из радиантной секции	750
	на выходе из печи	420
	Расход нагреваемого продукта, поступающего в один поток змеевика печи, м ³ /ч	56–75
	Содержание в дымовых газах, % об. на влажный газ, не более:	
	оксида углерода	0,1
	кислорода	4,0
Ёмкость орошения Е-1	Давление, МПа	1,2–1,3
	Уровень, % шкалы прибора: нестабильной головки отпарки сероводородной воды	20–80 »
Сепаратор гидроочистки С-1	Давление, МПа	1,8–2,0
	Уровень, % шкалы прибора	20–80
Блок каталитического риформинга и стабилизации катализата		
Общие параметры	Давление в центробежном компрессоре циркуляционного газа ЦК-1, МПа:	
	в линии всасывания	2,4–2,6
	в линии нагнетания	3,3–3,8
	Температура, °С:	
	газосырьевой смеси на выходе из теплообменников Т-4 и Т-5	375–460
	продуктов риформинга после холодильника Х-4, не выше	40

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
	Расход: сырья – стабильного гидрогенизата с блока гидроочистки, м ³ /ч водородсодержащего газа в сырье, 10 ³ нм ³ /ч газов регенерации катализатора	100–200 140–250 72 000
	Концентрация водорода в циркулирующем газе, % об., не менее	75,0
	Влажность водородсодержащего газа, мг/нм ³	15–25
Реакторы каталитического риформинга Р-2, Р-3, Р-4	Давление, МПа: после реактора Р-4 перепад, не более	2,8 0,06
	Температура, °С: нагреваемого продукта: на входе, не выше: начало цикла конец цикла стенок аппарата, не выше выжиг кокса при регенерации катализатора, не выше: 1-я стадия 2-я стадия 3-я стадия (прокалка) 4-я стадия (оксихлорирование и окислительная прокалка)	511 533 260 300 450 480 540
	Концентрация кислорода в циркулирующем газе при регенерации катализатора, % об.: 1-я стадия 2-я стадия 3-я стадия 4-я стадия (оксихлорирование и окислительная прокалка)	0,5 1,5–3,0 3,0–5,0 до 12,0
	Расход раствора четырёххлористого углерода, подаваемого на вход в реакторы, л/ч: Р-2 Р-3 Р-4	8 12 16
	Расход хлорирующего агента в период оксихлорирования, л: в Р-2 в Р-3 в Р-4	78 за 0,4 ч 230 за 1,1 ч 420 за 2,3 ч
	Давление, МПа	1,2–1,4
	Температура, °С: верха входа сырья куба после конденсатора-холодильника ХК-4, не выше стабильного катализата после холодильника Х-6, не выше	65–80 150–170 210–250 40 »
	Расход орошения, м ³ /ч	46–63
	Уровень в кубе, % шкалы прибора	80–80

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Трубчатая печь каталитического риформинга П-3	Давление газосырьевой смеси на входе, МПа	3,02
	Температура, °С:	
	1-я ступень нагрева (секция конвекции) – П-3/1:	
	нагреваемого продукта на входе, не ниже:	
	начало цикла	405
	конец цикла	450
	нагреваемого продукта на выходе, не выше:	
	начало цикла	435
	конец цикла	485
	перепад между входом и выходом нагреваемого продукта, не более	35
	дымовых газов, не более:	
	на входе в секцию конвекции	870
	на выходе из секции конвекции	600
	1-я ступень нагрева (1 и 2 камеры секции радиации после секции конвекции) – П-3/1:	
	нагреваемого продукта на входе в 1-ю камеру, не ниже:	
	начало цикла	432
	конец цикла	480
	нагреваемого продукта на выходе из 2-й камеры, не выше:	
	начало цикла	480
	конец цикла	530
	перепад между входом в 1-ю камеру и выходом нагреваемого продукта из 2-й камеры, не более	50
	дымовых газов на выходе из камер, не более	830
	стенки труб, не выше	± (5–10)
	2-я ступень нагрева (1 и 2 камеры секции радиации) – П-3/2:	
	нагреваемого продукта на входе в 1-ю камеру, не ниже:	
	начало цикла	424
	конец цикла	474
	нагреваемого продукта на выходе из 2-й камеры, не выше:	
	начало цикла	480
	конец цикла	530
	перепад между входом в 1-ю камеру и выходом нагреваемого продукта из 2-й камеры, не более	56
	дымовых газов на выходе из камер, не более	850
	13-я ступень нагрева (секция радиации) – П-3/3:	
	нагреваемого продукта на входе, не ниже:	
	начало цикла	450
	конец цикла	500
	нагреваемого продукта на выходе, не выше:	
	начало цикла	480
	конец цикла	530
	перепад между входом и выходом нагреваемого продукта, не более	30
	дымовых газов на выходе из секции, не более	880

Наименование		Значение
аппарата	показателя	
Трубчатая печь стабилизационной колонны П-4	Давление продукта на входе в печь, МПа:	1,56
	Температура, °С:	
	нагреваемого продукта:	
	на входе в печь, не ниже	245
	на выходе из печи, не выше	266
	перепад между входом и выходом, не более	21
	дымовых газов, не выше:	
	на выходе из радиантной секции	750
	на выходе из печи	400
Сепаратор каталитического риформинга С-2	Расход нагреваемого продукта на один поток змеевика печи, м ³ /ч	65–95
	Содержание в дымовых газах, % об. на влажный газ, не более:	
	оксида углерода	0,1
	кислорода	4,0
	Давление, МПа	2,2–2,6
	Уровень нестабильного катализата, % шкалы прибора	20–80

Технологический режим работы основных аппаратов установки каталитического риформинга У-1.734 может изменяться в зависимости от применяемого катализатора, производительности установки и требуемого октанового числа получаемого риформата.

6.5. Перспективная технологическая схема переработки газового конденсата на заводе

Первоначально производство по переработке газового конденсата предназначалось для выпуска сжиженных углеводородных газов (СУГ), автомобильного бензина А-76, дизельного топлива с содержанием общей серы до 0,5 % масс. и сернистого топочного мазута, т. е. было ориентировано на выпуск тех марок нефтепродуктов, которые широко использовались в СССР в конце 80-х гг. XX в. Однако с тех пор ситуация на мировом и российском топливных рынках значительно изменилась и к настоящему времени произошёл переход от моторных топлив экологического класса Евро-1 к классам Евро-3 и выше. В Западной Европе уже сейчас производятся моторные топлива экологических классов Евро-5.

Такое направление развития мировой нефтепереработки и моторостроения потребовало значительной модернизации и газоперерабатывающего завода ООО «Газпром добыча Астрахань» по технологии переработки газового конденсата. Реконструкция производства по переработке газового конденсата была поэтапно начата в 2004 г. Проект реконструкции был разработан в ОАО «НИПИГазпереработка» (Краснодар).

Блок-схема реконструированного производства представлена на рис. 6.7.

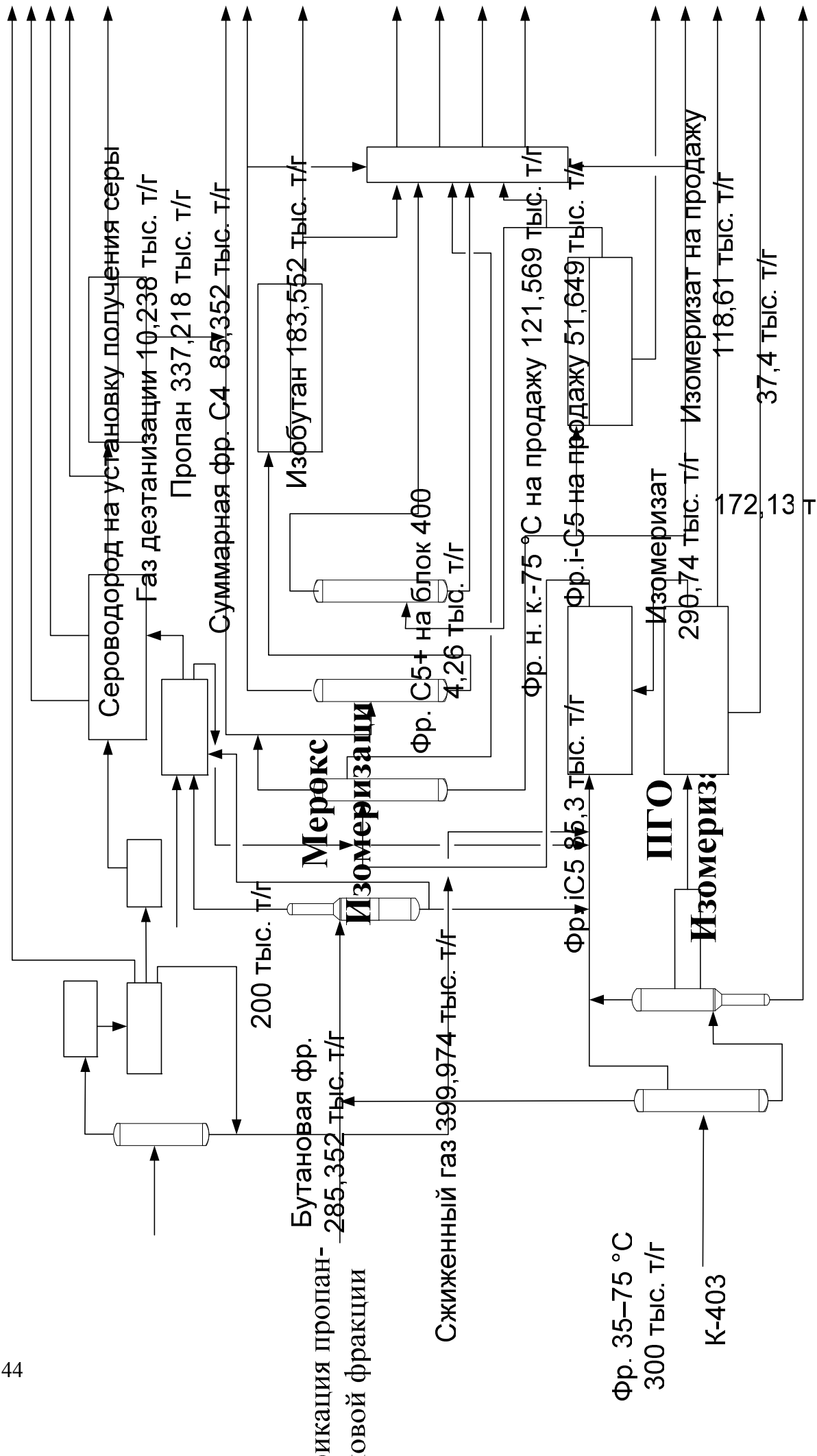


Рис. 6.7. Блок-схема реконструкции производства по переработке газового конденсата

Фр. н. к.-90 °C 104,48 тыс. т/г

Супер-98 (АИ-98)
30 тыс. т/г (2,4 %)

Премиум-95 (АИ-95)

Реконструкция предусматривает модернизацию действующих в настоящее время процессов и установок и строительство новых (изомеризация, вторичная перегонка прямогонного и риформированного бензина, гидроочистка бензиновых фракций, концентрирования водородсодержащего газа и другие). Завершение этой реконструкции позволит обеспечить выпуск моторных топлив не ниже экологического класса Евро-5.

Контрольные вопросы

1. Назначение и краткая характеристика технологического процесса на установке ЭЛОУ.
2. Назначение установок каталитического риформинга и каталитической гидроочистки. Описать химизм технологических процессов на этих установках.
3. Какие блоки входят в состав комбинированной установки У-1.731?
4. Какие фракции получают из газового конденсата на блоке атмосферной перегонки комбинированной установки У-1.731 и где эти фракции затем используются?
5. Для чего предназначен блок очистки и получения сжиженных газов комбинированной установки У-1.731?
6. Для каких целей производится реконструкция производства по переработке газового конденсата Астраханского ГПЗ и какие технологические процессы строятся дополнительно?
7. В чём заключается принципиальное отличие моторных топлив экологических классов Евро-3, 4, 5 от моторных топлив экологических классов Евро-1 и Евро-2?
8. Для какой цели производится предварительная гидроочистка сырья на установке каталитического риформинга У-1.734?
9. В каком технологическом процессе завода используется водородсодержащий газ, получаемый на установке каталитического риформинга У-1.734?
10. Опишите химизм технологического процесса очистки сжиженных углеводородных газов от меркаптанов по методу «Мерокс».

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В настоящем учебном пособии изложены основные технологические аспекты переработки высокосернистого газоконденсатного сырья, перерабатываемого на АГК ООО «Газпром добыча Астрахань».

Уровень применяемой на заводе технологии относится к 80-м гг. XX в., однако сохраняет свою актуальность и в настоящее время. Изложенные в пособии требования к показателям качества получаемых на заводе продуктов приведены по состоянию на 2011 г., т. е. на то время, когда это пособие было написано. Однако время не стоит на месте, и газоперерабатывающий завод ООО «Газпром добыча Астрахань» постоянно развивается и совершенствуется как в технологическом, так и аппаратурном отношении. Кроме того, вводятся в действие новые требования к качеству получаемой продукции, улучшающие её эксплуатационные и экологические свойства, а это также требует применения новых, современных, технологических и аппаратурных катализаторов, абсорбентов, адсорбентов и т. д.

Настоящее учебное пособие предназначено только лишь для ознакомления студентов с одним из существующих в настоящее время направлений технологии переработки высокосернистого газоконденсатного сырья и не претендует на роль всеохватывающего справочника по подобным технологиям.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

Р Газпром 2-3.3-303-2009. Руководство по исследованию природных газоконденсатных систем с целью подсчёта балансовых и извлекаемых запасов компонентов природного газа, проектирования, анализа и контроля за разработкой месторождений ОАО «Газпром». – М., «Газпром экспо». – 2009. – 39 с.

Технология переработки сернистого природного газа : справ. / под ред. А. И. Афанасьева. М. : Недра, 1993. 152 с.

Балыбердина, И. Т. Физические методы переработки и использования газа : учебник для студентов вузов / И. Т. Балыбердина. М. : Недра, 1988. 248 с.

Мановян, А. К. Технология первичной переработки нефти и природного газа : учеб. пособие для вузов / А. К. Мановян. 2-е изд. М. : Химия, 2001. 568 с.

Мановян, А. К. Технология переработки природных энергоносителей : М. : Химия, КолосС, 2004. 456 с.

Поконова, Ю. В. Нефть и нефтепродукты / Ю. В. Поконова. СПб. : АНО НПО «Мир и Семья», 2003. 904 с.

Российская газовая энциклопедия / гл. ред. Р. Вяхирев. М., 2004. 527 с.

Скобло, А. И. [и др.]. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии : учебник для вузов / А. И. Скобло, Ю. К. Молоканов, А. И. Владимиров, В. А. Щелкунов. 3-е изд., перераб. и доп. М. : ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000. 677с.

Смидович, Е. В. Технология переработки нефти и газа. Ч. 2. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов / Е. В. Смидович. М. : Химия, 1980. 328 с.

Справочник нефтепереработчика / под ред. Г. А. Ластовкина, Е. Д. Радченко, М. Г. Рудина. Л. : Химия, 1986. 648 с.

Учебное издание

Геннадий Васильевич Тараканов

**ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРЕРАБОТКИ
ПРИРОДНОГО ГАЗА И ГАЗОВОГО КОНДЕНСАТА
НА АСТРАХАНСКОМ ГАЗОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕМ ЗАВОДЕ**

Учебное пособие

Издано в соответствии с системой менеджмента качества
ФГБОУ ВПО «АГТУ»,
сертифицированной DQS и ГОСТ Р по ISO 9001:2008
в сфере высшего и дополнительного профессионального образования

*За качество авторских материалов
издательство ответственности не несёт*

Директор издательства А. В. Калмыкова
Редактор Е. В. Корнева
Компьютерная вёрстка Д. В. Гафаровой, Е. А. Молодцовой
Дизайн обложки А. В. Смышляевой

Подписано в печать 5.02.2013. Формат 60×84/16.
Гарнитура Times New Roman. Усл. печ. л. 8,6. Уч.-изд. л. 9,4.
Тираж 100 экз. Заказ 67.
Издательство АГТУ.
414025, Астрахань, Татищева, 16