

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

**БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ ВЫСОКИХ  
ТЕХНОЛОГИЙ**

**КАФЕДРА: «МАШИНЫ И ОБОРУДОВАНИЯ НЕФТЕГАЗОВОЙ  
ПРОМЫШЛЕННОСТИ»**

**На правах рукописи  
УДК 62.23.27.76**

**Цуканов Максим Николаевич**

**ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ГАЗА НА  
МЕСТОРОЖДЕНИИ УЧКЫР**

**Специальность: 5А 540301 – «Разработка и эксплуатация нефтяных и  
газовых месторождений»**

**ДИССЕРТАЦИЯ**

**на соискания академической степени магистра**

**Научный руководитель:**

**доц. Бозоров Г.Р.**

**Бухара - 2012**

## **АННОТАЦИЯ**

В работе на основе геологической изученности месторождения Учкыр, определены параметры состава газа подаваемого на сероочистную установку Учкыр. Рассмотрены современные методы очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений. Изучены технологические процессы эксплуатации сероочистной установки.

## **АННОТАЦИЯ**

Ушбу диссертация ишида Учқир конини геологик ўрганиш асосида олтингутурдан тозаловчи қурилмасига шу кондан узатилаётган газ таркибининг кўрсаткичлари аниқланди. Газни олтингутурт-водороддан, карбонат ангидриддан ва олтин гугурт-органик бирикмалардан тозалашнинг замонавий усуллари кўриб чиқилди.. Олтингутурдан тозалаш қурилмасини ишлатишнинг технологик жараёнлари ўрганилди.

## **SUMMARY**

In work on base geological familiarization study industry Uchkyr, certain parameters of the composition of the gas given on clearing the sulphur installation Uchkyr. The Studied modern methods peelings gas from hydrogen sulfide, диоксида carbon and сераорганических of the join. They Are Considered technological processes to usages clearing the sulphur installation.

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Стр.

<b>ВВЕДЕНИЕ.....</b>	<b>5</b>
<b>Глава I. Геологическая изученность месторождения Учкыр.....</b>	<b>10</b>
1.1.Краткая характеристика геологического строения месторождения.....	11
1.1.1. Стратиграфия.....	11
1.1.2. Тектоника.....	14
1.2. Уточнение начального положения газо-водяных контактов XV-1 и XV-2 горизонтов.....	17
1.3.Литолого-физическая характеристика пород-коллекторов продуктивных горизонтов.....	28
1.4. Подсчет запасов газа и конденсата.....	34
1.5. Оценка запасов газа методом падения давления.....	40
<b>Глава II. Современные методы очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений.</b>	
2.1.Общие сведения о методах очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений.....	44
2.2.Очистка газа алканаминовыми растворителями.....	53
2.3.Очистка газа физическими и комбинированными растворителями.....	63
2.4.Выбор растворителя для очистки газа от сероводорода и диоксида углерода.....	73
<b>Глава III.Эксплуатация сероочистной установки (СОУ) Учкыр.....</b>	<b>78</b>
3.1. Характеристика продукции.....	80
3.2. Характеристика сырья и материалов.....	82
3.2.1.Сырьё подаваемое на СОУ.....	82
3.2.2 Реагенты для очистки природного газа от кислых компонентов на СОУ Учкыр.....	84
3.3 Антивспениватели.....	89

3.4. Исследование технологического процесса и схемы установки СОУ месторождения Учкыр.....	91
3.4.1 Химизм процесса абсорбционной сероочистки газа.....	91
3.4.2.Система предварительной подготовки газа.....	91
3.4.3.Система очистки газа от кислых компонентов .....	94
3.4.4. Система охлаждения и сепарации газа после сероочистки.....	98
3.4.5.Коммерческий узел замера газа.....	100
3.4.6.Система регенерации насыщенного раствора амина.....	101
3.4.7.Система подготовки конденсата.....	110
<b>Глава IV.Рекомендации по применению нового способа очистки природного газа от сероводорода.....</b>	<b>113</b>
<b>Заключения.....</b>	<b>115</b>
<b>Список использованной литературы.....</b>	<b>119</b>

## ВВЕДЕНИЕ

Современный нефтегазовый комплекс Республики Узбекистан является одной из ведущих отраслей индустрии. За годы независимости проделана огромная работа по совершенствованию, интенсификации разработки месторождений наращиванию объемов добычи углеводородного сырья. Перспективность месторождений углеводородного сырья, накопленный научно – технический потенциал и богатый производственный опыт создают благоприятные предпосылки для дальнейшего развития отрасли.

Компанией "Узбекнефтегаз" принимаются меры по обеспечению в 2004-2020 годах прироста запасов углеводородного сырья по промышленным категориям в размере от 75,0 до 112 млн. т. за счет дальнейшего увеличения объемов глубокого поисково-разведочного и параметрического бурения, сейсморазведочных работ в нефтегазоперспективных регионах Узбекистана.

Газообразные выбросы очень неблагоприятно влияют на экологическую обстановку в местах расположения этих промышленных предприятий, а также ухудшают санитарно-гигиенические условия труда. К агрессивным массовым выбросам относятся окислы азота, сероводород, сернистый, углекислый и многие другие газы.

Например, азотнокислотные, сернокислотные и другие заводы нашей страны ежегодно выбрасывают в атмосферу десятки миллионов кубометров окислов азота, представляющих собой сильный и опасный яд. Из этих окислов азота можно было бы выработать тысячи тонн азотной кислоты.

Не менее важной задачей является очистка газов от двуокиси серы. Общее количество серы, которое выбрасывается в нашей стране в атмосферу только в виде сернистого газа, составляет около 16 млн. т. в год. Из этого количества серы можно выработать до 40 млн. т. серной кислоты.

Серосодержащий газ, используемый в металлургической промышленности для обогрева мартеновских и нагревательных печей,

вызывает угар металла и повышает содержание серы и стали, ухудшая ее качество. Потери металла при этом исчисляются сотнями тысяч тонн в год.

С дымовыми газами из заводских труб и энергетических установок ежегодно выбрасываются в атмосферу несколько миллиардов кубометров углекислого газа. Этот газ может быть использован для получения эффективных углеродсодержащих удобрений.

Приведенные примеры показывают, какие огромные материальные ценности выбрасываются в атмосферу с газообразными выбросами, но более серьезный ущерб эти выбросы приносят тем, что они отравляют воздушный бассейн в городах и на предприятиях: ядовитые газы губят растительность, крайне вредно действуют на здоровье людей и животных, разрушают металлические сооружения и корродируют оборудование.

#### **Актуальность работы.**

Сформировавшемуся в последнее время нефтегазовому комплексу Республики Узбекистан отводится ведущая роль в топливно-энергетическом балансе и экономике страны. При нынешних темпах развития производительных сил и освоения углеводородных ресурсов вопросы охраны окружающей природной среды приобретают особую остроту и социальную значимость. Это обусловлено тем, что производственная деятельность предприятий нефтяной и газовой промышленности неизбежно связана с техногенным воздействием нефтегазодобычи на объекты природной среды. Как показывает практика, геохимический техногенез свойственен всем этапам освоения месторождений от бурения до введения в эксплуатацию, а также на протяжении всего периода эксплуатации.

Увеличение темпов добычи, объемов разведывательного и эксплуатационного бурения, и соответственно, транспорта, газа и конденсата ставит вопрос необходимости создания собственных новых и реконструкции уже существующих мощностей переработки углеводородного сырья. В силу специфики состава углеводородов (повышенное содержание соединений серы) переработка сырья уменьшила бы экологический риск в процессе

транспортировки продукции, а также увеличила бы количество экспортируемой продукции нефтегазовой отрасли.

Извлечение сероводорода и других соединений серы в виде элементной серы позволит снизить выбросы в атмосферу оксидов серы и увеличит ассортимент получаемой продукции.

Наиболее актуальной инженерно-экологической проблемой для нефтегазовых производств является оптимизация и комплексная автоматизация всех технологических процессов и операций по экологическим факторам.

**Цель настоящей работы** – Выявление особенностей СОУ Учкыр, предназначенной для очистки от кислых компонентов малосернистого газа месторождений Учкыр и Даяхатынской группы (Даяхатын, Ходжиказган, Кульбешкак и Хаккуль).

#### **Основные задачи исследований:**

1. На основе геологической изученности месторождения Учкыр, определение качественных свойств сырья подаваемого на СОУ Учкыр.
2. Изучение современных методов очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений.
3. Изучение процессов эксплуатации сероочистной установки (СОУ) Учкыр
4. Рекомендации по применению нового способа очистки природного газа от сероводорода

#### **Методы решения поставленных задач:**

1. Геологическая изученность месторождения Учкыр
2. Уточнение начального положения газо-водяных контактов XV-1 и XV-2 горизонтов
3. Литолого-физическая характеристика пород-коллекторов продуктивных горизонтов
4. Современные методы очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений

5. Выбор растворителя для очистки газа от сероводорода и диоксида углерода
6. Исследование технологического процесса эксплуатации сероочистной установки (СОУ) Учкыр

**Основные защищаемые положения:**

1. Геологическая изученность месторождения Учкыр
2. Современные методы очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений
3. Эксплуатация сероочистной установки (СОУ) Учкыр
4. Рекомендации по применению нового способа очистки природного газа от сероводорода

**Практическая значимость.**

1. Геологическая изученность месторождения Учкыр
2. Выявление особенностей технологических процессов эксплуатации СОУ Учкыр

**Публикация.**

По теме диссертации опубликована одна работа.

**Объём работы.**

Магистерская диссертация состоит из введения, четырёх глав, заключения и списка литературы. Объём магистерской диссертации 121 страниц, в том числе рисунков и таблиц и списка использованной литературы из наименований и электронных сайтов.



**ВЫСТУПЛЕНИЕ ПРЕЗИДЕНТА РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН ИСЛАМА  
КАРИМОВА НА ОТКРЫТИИ МЕЖДУНАРОДНОЙ КОНФЕРЕНЦИИ  
«ПОДГОТОВКА ОБРАЗОВАННОГО И ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНО  
РАЗВИТОГО ПОКОЛЕНИЯ – КАК ВАЖНЕЙШЕЕ УСЛОВИЕ  
УСТОЙЧИВОГО РАЗВИТИЯ И МОДЕРНИЗАЦИИ СТРАНЫ».**

В системе образования мы придаем большое значение овладению учащимися не только широкими знаниями и профессиональными навыками, но и обязательному изучению иностранных языков как важнейшему условию активного общения со своими сверстниками из зарубежных стран, широкого познания всего того, что происходит в современном мире, овладения огромным мировым интеллектуальным богатством.

В настоящее время все образовательные, научные и культурно-просветительские учреждения страны подключены к образовательному portalу и интернету. Это позволяет внедрять в образовательный процесс методы дистанционного обучения, широкий комплекс информационно-коммуникационных услуг для учащейся молодежи.

Важное место в реформировании образовательного процесса и подготовке высококвалифицированных кадров, востребованных на рынке труда, занимают высшие учебные заведения. Их число за истекшие годы выросло в 2 раза, и сегодня в 59 университетах и вузах обучаются свыше 230 тысяч студентов.

В Узбекистане созданы и успешно функционируют филиалы ведущих вузов Европы и Азии, имеющих высокую международную репутацию и глубокие исторические корни, такие, как Вестминстерский университет, Сингапурский институт развития менеджмента, Туринский политехнический университет, Российский университет нефти и газа, Московский государственный университет, Российский экономический университет. В стенах этих вузов готовят бакалавров и магистров по таким востребованным на рынке труда специальностям, как машиностроение, нефтегазовое дело, информационные технологии, экономика и управление бизнесом, финансовый менеджмент, коммерческое право, и их выпускники получают дипломы, признаваемые во всем мире

## **Глава I. Геологическая изученность месторождения Учкыр**

Газоконденсатное месторождение Учкыр расположено на территории Рометанского района Бухарской области республики Узбекистан.

Оно находится в 45 км. к западу от пос. Газли и в 180 км. к северо-западу от железнодорожной станции Каган.

Связь с райцентром Рометан (140 км) и областным центром г. Бухарой (160 км) осуществляется через пос. Газли, который связан с последним асфальтированной дорогой.

Промышленные скопления газа приурочены здесь к терригенным отложениям нижнего мела и карбонатным осадкам верхней юры. Всего в разрезе месторождения было выявлено и подготовлено к разработке 5 залежей природного газа (в отложения XV-2, XV-1, XV-2, XIV-II и XIV-I горизонтов). Глубины залегания этих залежей колеблются от 1540 до 1730 м.

Запасы газа в рассматриваемых горизонтах были утверждены ГКЗ (в 1966 году) в следующих количествах: в XV-2 горизонте -2,574 млрд.м<sup>3</sup> (категория C1), в XV-1 горизонте -12,220 млрд.м<sup>3</sup> (категория B). Запасы конденсата (балансовые) были утверждены в количествах: 410,6 тыс.т – по XV-1 горизонту и 86,4 тыс.т –по XV-2 горизонту.

Следует заметить, что в газе выше названных горизонтов содержится сероводород от 0,0003 до 2,38 % объемных.

Первоначальное пластовое давление, уточненное по данным опробования эксплуатационных скважин (2), составляло 173,5 ата.

На 1.01.2011 г. из XV-1 и XV-2 горизонтов в общей сложности извлечено 7,8866 млрд.м<sup>3</sup> газа и 226,8 тыс.т. конденсата.

## **1.1. КРАТКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ГЕОЛОГИЧЕСКОГО СТРОЕНИЯ МЕСТОРОЖДЕНИЯ**

### **1.1.1. Стратиграфия**

В геологическом строении осадочного чехла Учкырского месторождения принимают отложения мезокайнозоя, залегающие на размытой поверхности палеозойского фундамента, представленного изверженными породами.

#### **Юрская система**

По условиям осадконакопления и литологическому составу пород в разрезе отложений юры выделяется три толщи: нижняя –терригенная, средняя – карбонатная и верхняя –терригенно-ангидритовая.

#### **Нижняя +Верхняя юра, Байос + Нижний келловей**

Отложения нижней –терригенной толщи развиты повсеместно на площади месторождения и представлены глинами, аргиллитами, алевролитами и песчаниками с прослоями гравелитов. Максимальная мощность (843 м) вскрывается на юго-восточном погружении структуры скважиной 31 и уменьшается до 20-30 м в северо-восточном направлении.

#### **Верхняя юра**

#### **Средний Келловей –Оксфорд + Кимеридж**

На отложениях терригенной юры залегает мощная толща карбонатных пород. Нижняя часть её (так называемый XV-1 горизонт) представлена глинистыми, плотными известняками с редкими прослоями глин и алевролитов. Верхняя –сложена доломитами и известняками с прослоями ангидритов, алевролитов и песчаников. В этой толще пород выделяются снизу –вверх: XV-3, XV-2, XV-1 и XV горизонты, причем два последних горизонта, относимых к кимериджу, подвержены выклиниванию и в северо-восточной части структуры полностью из разреза выпадают.

#### **XV-1 горизонт**

Представлен серыми доломитизированными известняками мощностью от 16 до 21 м.

От XV-1 горизонта он отделяется пачкой пород, сложенных переслаиванием серых плотных известняков и ангидритов мощностью до 27м.

### **XV-2 горизонт**

Сложен переслаиванием доломитов и известняков серого и тёмно-серого цвета мощностью от 43 до 76 м.

От XV-3 горизонта он отделен 15-25 метровой пачкой серых, плотных, глинистых известняков с прослоями доломитов.

### **XV-1 горизонт**

Представлен, в основном, доломитами и песчано-алевролитовыми породами серого цвета мощностью от 0 до 21м.

От XV-2 горизонта он отделен пачкой преимущественно красноцветных известковистых глин мощностью до 10м., в основании которой прослеживается маломощный пласт ангидрита.

### **XV горизонт**

Этот горизонт представлен чередованием тонких прослоев и пластов ангидрита, известковистого и глинистого песчаника, алевролита и глин мощностью до 17м.

В кровельной части разреза кимериджа залегает пачка пород мощностью до 5м. сложенная плотными, непроницаемыми песчаниками и алевролитами с включением ангидритов.

Общая мощность карбонатной толщи верхней юры изменяется от 183 до 361 м, увеличиваясь к юго-западу.

### **Т и т о н**

В основании разреза титонского яруса залегает пласт ангидрита мощностью до 18м, над которым прослеживается красноцветная пачка пород, представленная песчаниками, алевролитами, с прослоями глин, мергелей и включением ангидритов. В составе этой пачки выделяются XIV-2 и XIV-II продуктивные горизонты.

Суммарная мощность осадков титона достигает 85м. К северо-востоку эти отложения из разреза полностью выпадают.

## **Меловая система**

### **Нижний отдел**

#### **Неоком-апт**

В основании разреза отложений неоком-апта выделяется пачка глин мощностью 10-15м, выше которой залегает XIV-1 продуктивный горизонт. Мощность его изменяется от 27 до 44 м. Ещё выше по разрезу выделяется мощная толща (до 140м) красноцветных глин с тонкими прослойками мергелей, известковистых алевролитов и глинистых ангидритов, являющаяся аналогом XIII продуктивного горизонта месторождения Газли. Заканчивается разрез неоком-апта 102-136м толщей глинистых песчаников с прослоями глин и известняков –ракушников. Это так называемый XII проницаемый горизонт.

Общая мощность отложений неоком-апта колеблется от 273 до 350 м.

#### **Альбский ярус**

В разрезе отложений альбского яруса выделяются две литологические толщи: нижняя –представлена серыми глинами, в верхней преобладают песчаники.

В этих отложениях выделяются XI-а и XI проницаемые горизонты.

Суммарная мощность осадков альбского яруса достигает 332 м.

### **Верхний отдел**

#### **Сеноманский ярус**

Отложения сеноманского яруса представлены мощной толщей песчаников с прослоями алевролитов, глин и реже мергелей. В составе этой толщи выделяются IX и X проницаемые горизонты.

Общая мощность отложений сеноманского яруса составляет 257-318 м.

#### **Туронский ярус**

Осадки туронского яруса сложены: в нижней части преимущественно глинами, а в верхней –алевролитами с прослоями песчаников.

Мощность отложений туронского яруса достигает 280 м.

#### **Сенонский надъярус**

Разрез сенона представлен песчаниками, алевролитами, глинами, реже известняками –ракушниками.

Мощность отложений колеблется от 321 до 378 м.

### **Палеогеновая система**

#### **Палеоцен (бухарские слои)**

Эти отложения с размывом, но без видимого углового несогласия залегают на осадках сенона. Представлены они песчанистыми известняками и песчаниками известковистыми; мощность их до 25м.

#### **Эоцен**

Осадки эоцена сложены глинами, иногда загипсованными, с прослоями алевролитов и мергелей.

Мощность осадков эоцена достигает 342 м.

### **Неогеновая система**

Отложения неогена залегают на различных горизонтах палеогена. Они представлены красноцветными песчаниками. Алевролитами, песками и глинами.

Максимальная мощность этих осадков достигает 60-65 м.

### **Четвертичная система**

Осадки этой системы представлены аллювиальными и эоловыми образованиями (суглинки и пески) мощностью до 2-5 м.

## **1.1.2. Тектоника**

В настоящем отчете приводится краткое морфологическое описание Учкырской структуры только по рассматриваемым продуктивным горизонтам, по которым авторами выполнено построение структурных поверхностей и геологических профилей.

Подробное описание тектонического строения Учкырской антиклинали и сопредельных территорий, истории её развития, механизма формирования и

геотектонического положения приведено в отчете о результатах разведки и подсчету запасов (3).

По кровле XV-2 горизонта Учкырская структура имеет асимметричное строение и представлена 5-ю куполовидными складками, развивающимися в двух направлениях: в западном и южном (приложение 1, рис.3.1). Эти купола иногда называют обобщенно западными и восточным (2), хотя последний объединяет в своем составе 4-е более мелкие складки, которые оконтуриваются изогипсой -1530м.

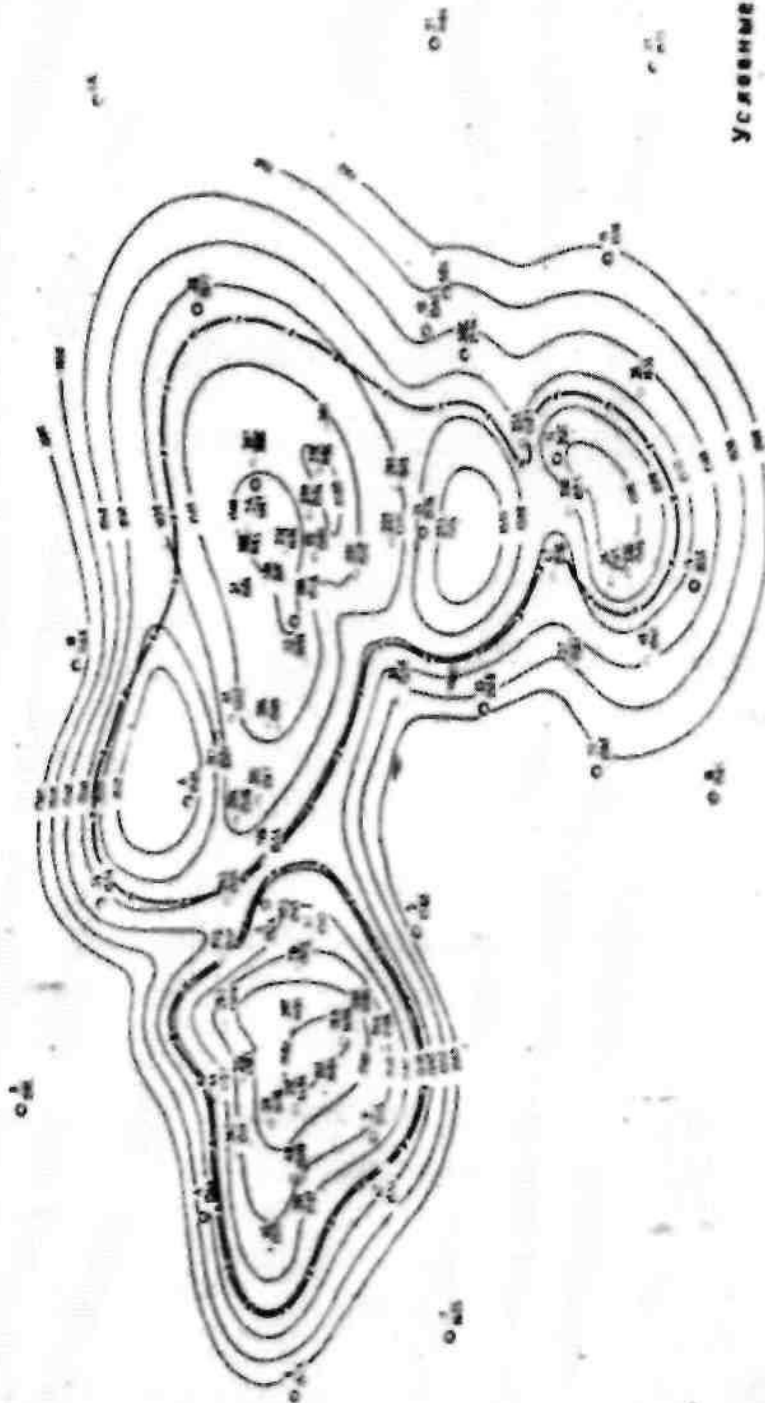
# М Е С Т О Р О Ж Д Е Н И Е   У Ч К Ы Р СТРУКТУРНАЯ КАРТА ПО КРОВЛЕ ХУ-2 ГОРИЗОНТА

СОСТАВИЛИ : ДМИТРИЙ Ю.П., ВЕРЕЖНОВ В.Т.

(С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МАТЕРИАЛОВ МИНГЕО УзССР, 1965; СРЕДАЗНИИГАЗА, 1978)

МАСШТАБ : 1:50000

1983 г.



Условные обозначения:

- — точка скважины
- — АБ — скважина по ХУ-2 горизонту
- — скважина по ХУ-2 горизонту
- — скважина по ХУ-2 горизонту



Западный купол по замыкающей изогипсе -1530 м имеет следующие размеры: длину -8,5 км, ширину –до 5,5 км и высоту -42м.

Так называемый восточный купол по той же изогипсе -1530 имеет длину 14км, ширину от 5 до 13 км и высоту –от 20 до 39м.

Углы падения пород на крыльях западного купола достигают 1'43'', а в пределах восточного -0'57''.

По кровле XV-1 горизонта Учкырская структура в целом сохраняет свое строение. Так же четко здесь выделяется западный купол, а на территории восточного по-прежнему вырисовываются 4-е более мелкие складки рис.1.2 – рис.1.5.

В северо-восточной части структуры, в районе скважин 207-28, отложения XV-1 горизонта из разреза полностью выпадают.

По замыкающей изогипсе -1510 м западный купол имеет следующие размеры: длину -8,5 км, ширину –до 5,2 км и высоту -48м.

Восточный купол по той же изогипсе -1510 м имеет: длину -15км, ширину –от 5,5 до 12,5 км и высоту –от 20 до 37 м.

Углы падения пород на крыльях обоих куполов сохраняются прежним.

## **1.2. Уточнение начального положения газо-водяных контактов XV-1 и XV-2 горизонтов**

При определении начального положения ГВК использованы, главным образом, результаты опробования скважин с привлечением данных промыслово-геофизических исследований.

### **XV-1 горизонт**

В XV-1 горизонте газовая залежь является полнопластовой, поэтому количество скважин, подсекающих газо-водяной контакт, весьма ограничено.

В процессе проведения разведочных работ XV-1 горизонт был опробован в приконтурной зоне в скважине 4, 34, 14 и 15.

В разведочной скважине 4 при опробовании XV-1 горизонта в интервале 1716-1706 м (абс.отметки -1535-1525м) был получен приток газа с водой. Дебит газа при 18 мм штуцере составил 22,5 тыс.м<sup>3</sup>/с, дебит воды -2,8 м<sup>3</sup>/с.

По промыслово-геофизическим данным газоносные пласты здесь пролеживают до глубины 1708 м (абс.отметка -1527м), а явно водоносные пласты залегают с глубины 1714 м (абс.отметка -1533м).

Таким образом, контакт газ-вода в районе скважины 4 находится между абсолютными отметками -1527-1533м.

В соседней скважине 34 при опробовании XV-1 горизонта в интервале 1708-1686 м (абс.отметки -1529-1507м) был получен приток газа с конденсатом. Подошва коллектора в этой скважине залегает на глубине 1709м (абс.отметка -1530м).

В эксплуатационных скважинах 213, 243 и 216, расположенных в седловине между западными и восточными куполами, при опробовании XV-1 горизонта были получены притоки газа; в скважине 213 из интервала 1680-1708м (абс.отметки -1496-1524м), в скважине 243 –из интервала 1680-1710м (абс.отметки -1498-1528м).

Абсолютные отметки кровли –подошвы XV-1 горизонта в этих скважинах составляют -15810-1524м и -1510-1525м соответственно.

В эксплуатации скважин 216 из интервала 1682-1698м (абс.отметки -1497-1513м) также был получен приток газа. Нижняя часть XV-1 горизонта в этой скважине, залегающая в интервале 1698-1710 (абс.отметки -1513-1525м), опробованию не подвергалась. По результатам интерполяции материалов промысловой геофизики начальное положение ГВК в этой скважине оказалось на абсолютной отметке -1518м, т.е. на 7-10м выше, чем в других районах, «однако данная отметка не является достоверной и принимается условно» (2).

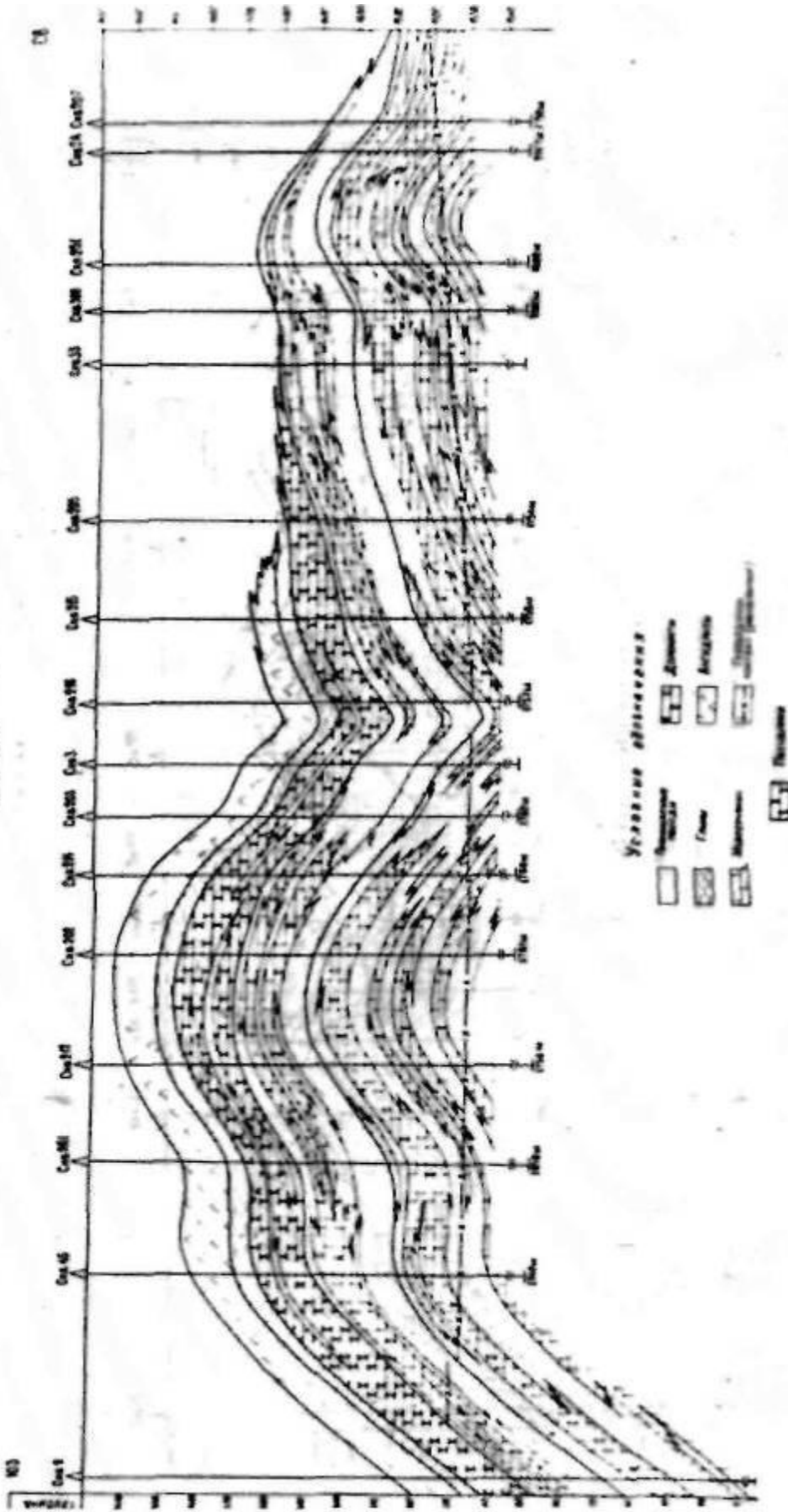


# МЕСТОРОЖДЕНИЕ УЧКЫР ГЕОЛОГИЧЕСКИЙ ПРОФИЛЬ ПО ЛИНИИ I-I

СОСТАВИЛИ: ДМИТРИЕВ Ю.П., БЕРЕЖНОВ В.Т., РОДЧЕНКО М.М.  
(С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МАТЕРИАЛОВ МИНГЕО УЗССР, 1985; СРЕДАЗНИНГАЗА, 1978)

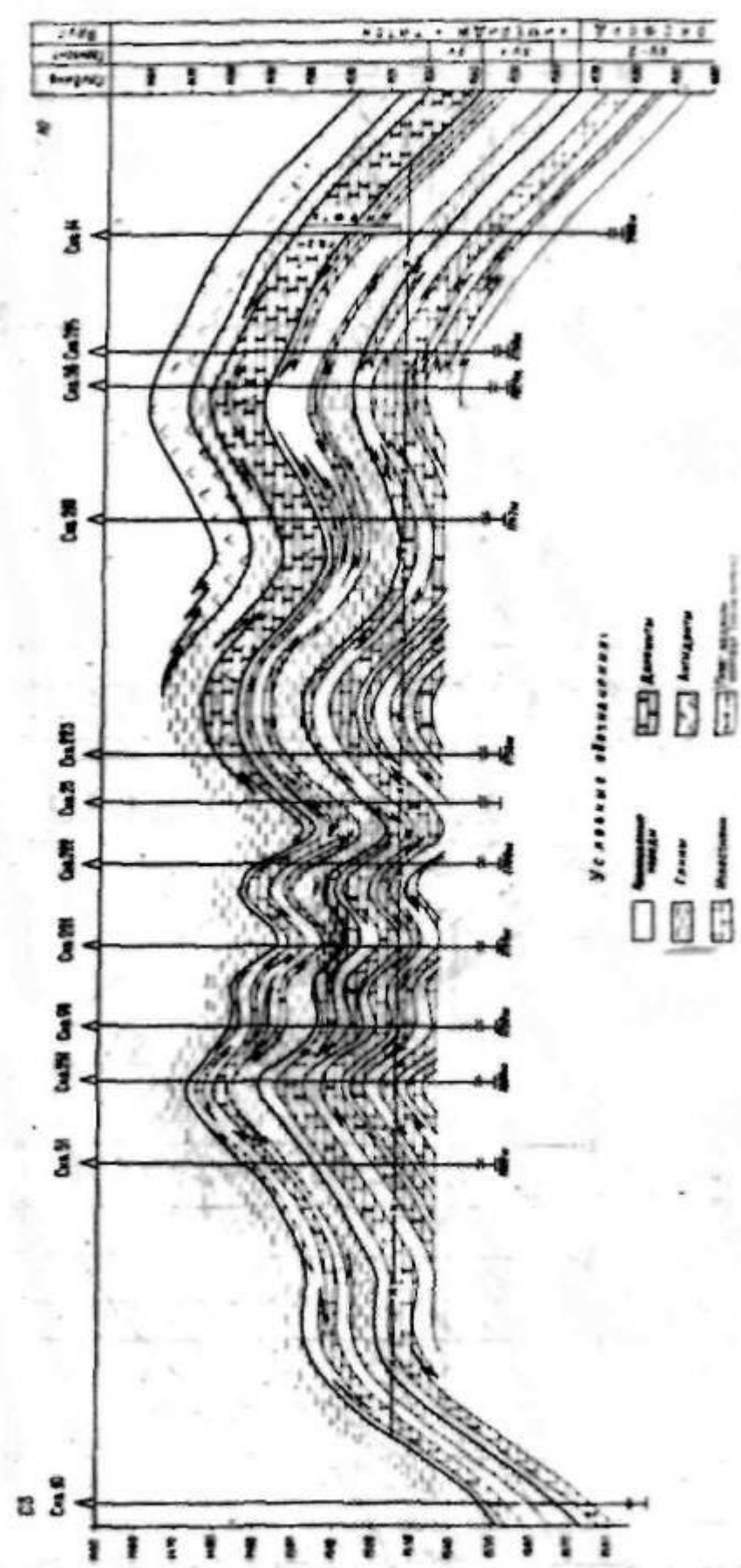
ГОРИЗОНТАЛЬНЫЙ 1:2500  
ВЕРТИКАЛЬНЫЙ 1:500

1983г.



# МЕСТОРОЖДЕНИЕ УЧКЫР **ГЕОЛОГИЧЕСКИЙ ПРОФИЛЬ ПО ЛИНИИ II-II** СОСТАВИЛИ: ДМИТРИЕВ Ю.П., БЕРЕЖНОВ В.Т., РОДЧЕНКО М.М. (С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ МАТЕРИАЛОВ МИНГЕО УЗССР, 1965; СРЕДАЗНИИГАЗА, 1978)

МАСШТАБЫ: ГОРИЗОНТАЛЬНЫЙ 1:2500  
 ВЕРТИКАЛЬНЫЙ 1:500  
 1993 г.





Таким образом, на основании приведенных данных, газо-водяной контакт в залежи газа XV-1 горизонта на территории западного купола принимается на абсолютной отметке -1530м.

При опробовании разведочных скважин 14 и 15, расположенных в восточной и юго-восточной частях площади Учкыр, из отложений XV-1 горизонта получены притоки газа с нефтью.

В скважине 14 при опробовании интервала 1708-1683м (абс.отметки - 1598-1523м) получен слабый приток газа с нефтью; при 12 мм штуцере дебит газа составил 8 тыс.м<sup>3</sup>/с, дебит нефти -6,8м<sup>3</sup>/с. После обработки опробованного интервала соляной кислотой был получен приток газа с конденсатом без признаков нефти; на 3,5мм шайбе дебит газа возрос до 12 тыс.м<sup>3</sup>/с. После 1,5 часовой работы на этой шайбе отмечено резкое увеличение конденсата в газе.

По промыслово-геофизическим данным с глубины 1710м (абс.отметка-1525м) в этой скважине залегает водоносный пласт (3).

В скважине 15 при опробовании XV-1 горизонта в интервале 1718-1700м (абс.отметки -1532-1514м) получен приток газа с нефтью. При исследовании на 15 мм штуцере дебит газа составил 11 тыс.м<sup>3</sup>/с, дебит нефти -25,4м<sup>3</sup>/с.

После гидроразрыва дебиты увеличились и на 15мм штуцере составили: газа -18 тыс.м<sup>3</sup>/с, нефти -61,6 м<sup>3</sup>/с.

Для подсчета запасов контакт газ-нефть в скважине 15 был условно принят (3) на глубине 1706 (абс.отметка-1520м).

Контакт нефть-вода в этой скважине не был вскрыт при опробовании горизонта на полную мощность. Подошва XV-1 горизонта залегает на глубине 1718 м (абс.отметки -1532м). Однако, по промыслово-геофизическим данным с глубины 1713м (абс.отметка-1527м) в скважине 15 преобладают плотные карбонаты. Ввиду этого контакт нефть-вода в районе скважины 15 может быть выше подошвы горизонта.

Для подсчета запасов этот контакт был принят на абс.отметке-1527м (3).

Кроме разведочных скважин 14 и 15 на территории восточного купола с целью уточнения параметров нефтяной оторочки были пробурены и опробованы скважины : 58, 57 и 302.

В скважине 56, заложенной на юго-восточном крыле структуры, при опробовании XV-1 горизонта в интервале 1692-1705м (абс.отметки -1510-1523м) был получен приток газа абсолютно-свободным дебитом 100 тыс.м<sup>3</sup>/с без признаков нефти.

Не подтвердила наличия нефтяной оторочки и скважина 57, пробуренная на западном крыле юго-восточного купола. Из интервала 179-1715 (абс.отметки -1528-1534м) здесь был получен приток пластовой воды.

В разведочной скважине 302Р, пробуренной в 1 км к юго-западу от скважины 15, был опробован XV-1 горизонт в интервале 170-1708м (абс.отметки -1517-1525м). в результате получили приток газа, нефти и воды. При исследовании с помощью комплекса низкотемпературной сепарации «Конденсат 2» скважина работала с дебитом газа 79 тыс.м<sup>3</sup>/с (давление на головке Р=20,12 ата). При условиях сепарации Р=15,5ата, t' = 21' С на 1 ступени установки «Конденсат 2» выделилось 864,66 см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (723,72 г/м<sup>3</sup>) нефти и 1204,7 см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> воды. Судя по солевому составу воды (минерализация 5232,6мг/л), она «скорее всего техническая», поэтому после тщательной отработки скважины сотрудниками ЦНИЛа, проводившими исследование, было рекомендовано провести повторное исследование.

На основании выше изложенных фактов газо-водяной контакт залежи газа XV-1 горизонта на территории восточного купола принимается на абс.отметке -15253м.

## **XV-2 горизонт**



Газовая залежь, приуроченная к XV-2 горизонту, является неполнопластовой (водоплавающей), вследствие чего все разведочные и эксплуатационные скважины, расположенные в контуре газоносности, пересекают зону газоводяного контакта.

Практически на территории Учкырской структуры в отложениях XV-2 горизонта развиты две самостоятельные залежи: одна из них приурочена к западному куполу, другая –к восточному.

На западном куполе при опробовании XV-2 горизонта в скважине 3 из интервала 1720-1710м (абс.отметки -1536-1526м) был получен приток газа с конденсатом и небольшим количеством воды. Дебит газа при 9 мм штуцере составил 68 тыс.м<sup>3</sup>/с, дебит воды при этом достигал -1,1 м<sup>3</sup>/с.

Контакт газ-вода в районе скважины 3 по промыслово-геофизическим данным располагается между абсолютными отметками -1529-1532м.

В разведочной скважине 2 из интервала 1725-1710м (абс.отметки -1515-1540м) получен приток газа с большим количеством воды.

По промыслово-геофизическим данным водоносный пласт в этой скважине наблюдается с глубины 1716м (абс.отметка-1531м).

В эксплуатационных скважинах 201, 202, 209, 211, 212, 214 по результатам обработки геофизических материалов начальные положения ГВК определены на абсолютных отметках -1532-1535 м (1).

При опробовании XV-2 горизонта в эксплуатационной скважине 211 из интервала 1700-1717м (абс.отметки -1518-1535м) получен газ; в скважине 212 – из интервала 1714-1720м (абс.отметки -1530-1536м) получен газ; в скважине 214 –из интервала 1716-1720м (абс.отметки -1532-1536м) получен газ; в скважине 37 –из интервала 1711-1722м (абс.отметки -1526-1537м) получен газ с водой; в скважине 38 –из интервала 1715-1720м (абс.отметки -1534-1539м) получен газ с конденсатом; в скважине 40 –из интервала 1704-1714м (абс.отметки -1525-1535м) получен газ.

Интересно, что в эксплуатационных скважинах 262 и 263, пробуренных и опробованных в 1988 и 1989 годах, притоки газа получены соответственно из

интервалов 1670-1686 и 1696-1716м (абс.отметки -1488-1504м и 1514-1534м) и 1662-1676м и 1685-1711м (абс.отметки -1481-1495 и 1504-1530м).

Таким образом, и результаты опробования скважин, и материалы интерпретации промыслово-геофизических исследований свидетельствуют о том, что начальный газо-водяной контакт газовой залежи XV-2 горизонта на западном куполе располагается на абсолютных отметках 1532-1535м. Контур газоносности здесь проведен по абсолютной отметке -1532м. Рис. 3.1.

В пределах контура газоносности XV-2 горизонта на восточном куполе было опробовано 5 разведочных скважин 2А, 6, 11, 23 и 33.

В скважине 2А при опробовании верхней части XV-2 горизонта в интервале 1700-1681м (абс.отметки -1516-1497м) был получен приток газа с конденсатом; дебит газа 204 тыс.м<sup>3</sup>/с (на 13,5 мм штуцере). На режимах испытания с 10 мм и 13,5 мм штуцерами отмечено появление небольшого количества воды с дебитами соответственно 0,4 м<sup>3</sup>/с и 0,58 м<sup>3</sup>/с, что свидетельствует о близости границы газо-водяного контакта.

При опробовании нижней части горизонта в интервале 1725-1710м (абс.отметки -1541-1526м) был получен приток пластовой воды.

По материалам промысловой геофизики контакт газ-вода в этой скважине уверенно проведен на глубине 1703м. (абс.отметка-1519м).

В скважине 33 при опробовании верней части горизонта в интервале 1704-1683м (абс.отметки -1519-1498м) получен приток сухого газа с дебитом 106,4 тыс.м<sup>3</sup>/с на 8мм штуцере.

Из интервала 1739-1719 м (абс.отметки -1554-1534м) получен приток пластовой воды.

По данным промыслово-геофизических исследований газо-водяной контакт в этой скважине находится между абсолютными отметками -1523-1525м.

В скважине 6 при опробовании XV-2 горизонта в интервале 1712-1688м (абс.отметки -1529-1505м) получен приток газа с водой, а из интервала 1702-

1688м (абс.отметки -1519-1505м) получен приток газа с конденсатом; дебит газа на 15мм штуцере составил 116 тыс.м<sup>3</sup>/с .

По данным промыслово-геофизических исследований контакт газ-вода в районе скважины 6 располагается между абсолютными отметками -1525-1527м.

В скважине 11 при опробовании верхней части XV-2 горизонта в интервале 1718-1693м (абс.отметки -1533-1508м) получен приток газа с конденсатом и незначительным количеством воды. Дебит газа на 15,9мм диафрагме составил 133 тыс.м<sup>3</sup>/с; дебит воды не замерен из-за небольшого её количества, но судя по удельному весу её (1,089 г/см<sup>3</sup>), вода является пластовой.

При опробовании интервала 1730-1722м (абс.отметки -1545-1537м) получен приток пластовой воды.

По данным промыслово-геофизических исследований контакт газ-вода в скважине 11 находится на абсолютной отметке -1532м.

В скважине 23 при опробовании верхней части XV-2 горизонта в интервале 1709-1703м (абс.отметки -1523,5-1517,5м) был получен слабый приток газа с незначительным количеством воды.

После изоляционных работ был опробован интервал 1706-1703м (абс.отметки -1520,5-1517,5м), в результате получили слабый приток газа с дебитом 32,4 тыс.м<sup>3</sup>/с при 4 мм штуцере.

По данным промыслово-геофизических исследований контакт газ-вода располагается в интервале 1710-1719м (абс.отметки -1524,5-1533,5м) и может иметь любое промежуточное значение (2).

При опробовании верхней части XV-2 горизонта в законтурной разведочной скважине 28 из интервала 1699-1713м (абс.отметки -1517-1531м) получен приток пластовой воды.

Проницаемые породы в опробованном интервале залегают начиная с глубины 1701м (абс.отметка -1519м) и, следовательно, контакт газ-вода в районе скважины 28 располагается выше отметки -1519м.

Для подсчета запасов газа в XV-2 горизонте контакт газ-вода в северо-восточной части структуры принят нами условно на абсолютной отметке - 1515м (приложение 1), т.е. таким же, каким он был рекомендован авторами подсчета запасов (3 ).

В эксплуатационных скважинах интервалы опробования XV-2 горизонта расположены выше контакта газ-вода и дают представления лишь о верхней возможной отметке ГВК.

Так, например, при опробовании скважины 225 из интервала 1700-1706м (абс.отметки -1517-1523м) получен газ; в скважине 223 из интервала 1690-1698м (абс.отметки -1503-1511м) получен газ; в скважине 222 из интервала 1707-1718м (абс.отметки -1521-1532м) получен газ; в скважине 251 из интервала 1675-1690м (абс.отметки -1490-1505м) также получен газ.

По данным интерпретации материалов промыслово-геофизических исследований в скважинах: 210, 223, 206, 205, 222 начальное положение ГВК определено на абсолютных отметках -1530-1532м, а в скважинах 207 и 218 –на абсолютной отметке -1519м (1).

Таким образом, выше приведенные данные опробования разведочных и эксплуатационных скважин, а также результаты интерпретации материалов промыслово-геофизических исследований позволяют на территории восточного купола провести контур газоносности XV-2 горизонта на следующих абсолютных отметках: в западной части куполов, в районах скважин 47, 221, 215, 243, на отметке -1532м, на юго-востоке, в районе скважин 225, 11, 223 на отметке -1524м, на северо-востоке, в районе скважин 2А, 207, 51, на отметке - 1519м и в районе скважины 28 на абсолютной отметке -1515м.

### **1.3. Литолого-физическая характеристика пород-коллекторов продуктивных горизонтов.**

XV-1 горизонт литологически представлен преимущественно песчано-алевролитовыми породами и доломитами. Известняки здесь имеют

подчиненное значение. Мощность горизонта изменяется от 5 до 21м, а эффективная газонасыщенная мощность колеблется от 1,8 до 13,8м.

В разрезе XV-2 горизонта распространены в основном, известняки и доломиты; песчано-алевритовые породы имеют подчиненное значение. Мощность горизонта в пределах месторождения изменяется от 47 до 76м, а эффективная газонасыщенная мощность –от 1,5 до 12,4м.

Породы-коллекторы, слагающие XV-1 и XV-2 горизонты, похожи по своим литологическим и физическим свойствам.

1. Оолитовые известняки обладают открытой пористостью 18-24%; проницаемость их колеблется от 40 до 90 мдарси.
2. Комковатые известняки имеют открытую пористость 11-20%, проницаемость их не превышает 10 мдарси.
3. Известняки трещиноватые обладают пористостью не выше 10% их проницаемость изменяется от 6 до 50 мдарси.

Доломиты имеют открытую пористость от 1 до 24%, проницаемость их изменяется от 1 до 150 мдарси.

Песчаники мелкозернистые, крепкие и слабо уплотненные, известковистые. Открытая пористость изменяется от 1 до 21%, проницаемость не превышает 120 мдарси.

Алевриты песчано-глинистые, средне - и крупнозернистые, известковистые. Открытая пористость изменяется от 1 до 22%, проницаемость не превышает 10 мдарси.

По XV-1 и XV-2 горизонтам поднято 805м керн. Лабораторным исследованиям было подвергнуто 409 образцов, из которых 145 характеризуют породы – коллекторы.

При подсчете запасов в 1965 году (2) в качестве пород –коллектора считались образцы с проницаемостью не менее 1 мдарси. В настоящее время по карбонатам в качестве газопроницаемых признаются породы с проницаемостью до 0,1 мдарси.

Кстати, в экспертном заключении Кузьмука Л.Г. (3) было отмечено, что «несколько условным является и тот факт, что образцы керна с проницаемостью менее 1 мдарси относятся к непредставительным и, следовательно, значения пористости по ним не учитываются при определении коэффициента пористости».

Несколько позднее, в 1982г. Авторы подсчета запасов по Северо-Денгизкульскому месторождению (4) замечают «Следует отметить, что на многих площадях Бухаро-Хивинской нефтегазоносной области были установлены критерии выделения пород-коллекторов и неколлекторов. Для этой цели обычно использовался коэффициент проницаемости пород, граничная величина которого устанавливалась либо по лабораторным исследованиям керна, либо по данным испытания скважин с привлечением результатов анализа керна. Эту величину для карбонатных пород верхней юры юго-западного Узбекистана можно считать практически постоянной и в среднем равной 0,1 мдарси».

Учитывая последнее обстоятельством, нами при расчетах среднего значения открытой пористости пород XV-1 и XV-2 горизонтов были также учтены 11 образцов керна из этих горизонтов, которые обладали газопроницаемостью менее 1 мдарси (6 образцов пород по XV-1 горизонту и 5 образцов –по XV-2 горизонту).

В результате по газоносной части рассматриваемых горизонтов среднее значение открытой пористости пород несколько снизилось и достигло 17,55% по XV-1 горизонту и 16,1% по XV-2 горизонту (таблица 1.1).

**Средние значения пористости, проницаемости и коэффициента  
газонасыщенности по XV-1 и XV-2 горизонтам**

**Таблица 1.1.**

	Количество	
--	------------	--

Параметры	проанализированных образцов	Среднее значение
По газоносной части XV-1 горизонта		
Пористость открытая	51	17,55%
Проницаемость	50	10,3 мдарси
Коэффициент газонасыщения	28	0,586
По газоносной части XV-2 горизонта		
Пористость открытая	17	16,1%
Проницаемость	15	6,27 мдарси
Коэффициент газонасыщения	3	0,487

Наряду с общепринятыми фильтрационно-емкостными параметрами на месторождении Учкыр изучалось также трещиноватость карбонатных пород. Судя по материалам, приведенным в отчете по подсчету запасов (2), трещиноватость, а точнее микротрещиноватость в карбонатных породах XV-1 и XV-2 горизонтов развита слабо. Здесь отмечается наличие трещин: открытых, открытых с признаками битума, битумных и минеральных (заполненных глинистым веществом, ангидритом или кальцитом). Наряду с этим встречаются стиллолиты, заполненные битумом; по ходу их иногда наблюдается открытые трещины (трещины расширения).

Раскрытость эффективных трещин (открытых и с признаками битума) в известняках и доломитах не превышает 40-60м, чаще 20м.

Густота трещиноватости составляет 20-40 тр/м.

Трещинная проницаемость изменяется от 6 до 50 мдарси.

Вместе с анализом образцов керна физические параметры пород-коллекторов продуктивных горизонтов изучались также методами промысловой геофизики. Результаты количественной интерпретации материалов промыслово-геофизических исследований в разведочных и эксплуатационных скважинах приведены в таблице 1.2.

Следует заметить, что эта работа была выполнена в разное время и разными исследователями. По разведочным скважинам со 2 по 34 включительно интерпретация производилась К.А.Грудкиным и др. (5), по

эксплуатационным скважинам с 36 по 253 включительно –сотрудниками СредазНИИгаза М.К.Атабаевым и Э.Л.Лепиговой (1), по группе эксплуатационных скважин с 261 по 268, 209, 243 и 300 –сотрудником лаборатории промысловой геологии УзбекНИПИнефтегаза М.М.Родченко и по разведочной скважине 302Р –сотрудниками государственного предприятия Узбекгазгеофизика.

При выделении эффективных газонасыщенных мощностей во всех разведочных и эксплуатационных скважинах учтены понижающие коэффициенты: для XV-1 горизонта -0,75, а для XV-2 горизонта -0,74. Эти коэффициенты рекомендованы ГКЗ и учитывают наличие тонких непроницаемых прослоев, выделенных в продуктивных горизонтах по кривой БК.

Из таблицы 1.2 следует, что по данным промыслово-геофизических исследований среднеарифметические значения открытой пористости по продуктивным горизонтам несколько ниже, чем по данным исследования кернового материала; по XV-1 горизонту эта величина достигает 16,4%, а по XV- горизонту -14,1%.

Вместе с этим можно отметить и некоторое увеличение газонасыщения и по XV-1 и по XV-2 горизонтам; в первом случае он достиг значения 0,62, а во втором -0,66.

На основе полученных значений эффективных газонасыщенных мощностей нами были построены соответствующие карты по XV-1 и по XV-2 горизонтам (рис.1.5). Эти карты изобар, затем были использованы для расчетов средневзвешенных по площади значений эффективной газонасыщенной мощности. Для XV-1 горизонта эта величина составляет 5,06м; для XV-2 горизонта в пределах западного купола - 4,72 м, а в пределах восточного купола -4,67 м.

**Физические параметры коллекторов XV-1 и по XV-2 горизонтов по  
данным промысловой геофизики**

**Таблица 1.2.**



№№ сква	Газонасыщенная мощность коллекторов, м		Открытая пористость, %		Коэффициент газонасыщения	
	XV-1	XV-2	XV-1	XV-2	XV-1	XV-2
<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>
2	9,7	3,1	12,0	13,0	0,52	-
2A	1,9	11,9	9,0	11,0	0,69	0,64
3	10,5	2,4	13,0	13,0	0,46	0,68
4	3,9	-	14,0	-	0,55	-
6	9,2	10,0	13,0	13,0	0,68	-
11	8,3	12,4	11,0	11,0	0,70	0,70
14	10,5	-	12,0	-	0,39	-
15	7,4	-	16,0	-	0,48	-
23	5,6	4,1	12,0	-	-	-
33	6,8	7,2	12,0	11,0	0,68	0,62
34	8,3	-	11,0	-	0,50	-
36	4,8	6,5	-	-	-	-
37	9,7	1,5	-	-	-	-
38	4,1	6,7	-	-	-	-
40	5,6	7,0	20,0	13,0	0,80	0,73
41	5,3	3,0	15,5	13,0	-	0,58
47	3,8	-	-	-	-	-
49	4,1	-	-	-	-	-
51	3,3	4,1	-	-	-	-
56	4,5	-	-	-	0,50	-
99	3,6	7,4	15,0	11,0	0,63	0,69
201	6,0	6,7	-	-	0,62	0,70
202	3,0	8,4	16,0	12,0	-	-

Продолжение таблица 1.2

203	4,5	3,6	18,0	20,5	-	0,77
204	3,0	3,0	18,5	17,0	-	-
205	3,3	5,5	16,9	15,0	-	-
206	3,8	4,4	-	12,0	-	-
207	1,8	3,8	-	-	-	-
208	3,4	3,0	-	-	-	-
209	7,5	4,1	-	-	0,61	0,67
210	5,6	1,5	20,0	16,0	-	-
211	4,5	8,4	-	-	0,63	0,71
212	6,2	9,6	-	-	-	-
213	4,9	3,0	18,0	18,0	0,76	-
214	4,5	8,1	-	-	0,55	0,57
215	4,5	5,3	-	-	-	-

216	6,8	-	-	-	-	-
217	3,8	-	20,0	-	-	-
218	3,6	8,6	15,5	14,0	-	-
220	6,0	8,4	17,0	12,0	-	-
221	3,6	6,2	-	-	-	-
222	3,3	6,2	24,0	17,5	-	-
223	2,9	6,8	18,0	16,5	-	-
225	6,0	5,3	18,5	14,0	0,82	0,78
246	5,1	9,5	15,5	14,5	-	-
251	3,4	7,4	-	-	-	-
253	2,1	-	23,0	-	-	-
243	11,2	-	-	-	0,64	-
261	6,9	-	18,4	15,6	0,45	0,61
262	13,8	3,1	17,3	12,9	0,57	0,40
263	10,9	-	22,0	14,5	0,84	0,71
264	12,7	-	19,6	10,6	0,67	0,49
268	12,0	-	13,8	13,5	0,75	0,73
300	2,1	6,6	18,0	20,0	0,63	0,76
302P	9,7	-	18,8	-	0,61	-
среднее значение			16,4	14,1	0,62	0,66

#### 1.4. Подсчет запасов газа и конденсата

Балансовые запасы газа Учкырского месторождения по XV-1 и по XV-2 горизонтам были утверждены ГКЗ в феврале 1966 года в количестве 14,794 млрд.м<sup>3</sup> и конденсата (извлекаемые запасы) в количестве 397,6 тыс.т.

В 1978 году, при соответствии проекта разработки газовой залежи XV-1 и по XV-2 горизонта (1), на основе данных эксплуатационного бурения авторами проекта был выполнен пересчет запасов газа и конденсата. В результате общие запасы га по XV-1 и по XV-2 горизонтам были оценены в количестве 17,96 млрд.м<sup>3</sup> и конденсата -278,5 тыс.т.

В настоящее время в связи с поступлением информации по новым эксплуатационным скважинам, а также изменением подходов в определении граничных значений проницаемости карбонатных пород для отнесения их к

категории коллекторов или неколлекторов, возникла необходимость произвести ещё раз оценку начальных запасов газа и конденсата.

Оценка запасов газа произведена по объемному методу, причем отдельно по данным лабораторного изучения керна и по данным интерпретации материалов промыслово-геофизических исследований скважин. В последнем случае учтены все результаты, полученные как в процессе разведки, так и эксплуатационного разбуривания Учкырского месторождения.

Подсчет запасов газа произведен по формуле:

$$Q_{\Gamma} = F * h_{\text{эф.}} * m * K_{\Gamma} (P_{\text{н}} * \alpha_{\text{н}} - 1) * f$$

F –площадь газоносности, км<sup>2</sup>

h<sub>эф.</sub> –эффективная газонасыщенная мощность, м

m –коэффициент открытой пористости

K<sub>Г</sub> –коэффициент газонасыщения

P<sub>н</sub> –начальное пластовое давление, кгс/см<sup>2</sup>

α<sub>н</sub> –поправка на отклонение газа от закона Бойля-Мариотта

при начальном пластовом давлении

f –температурная поправка

### **XV-1 горизонт**

Для газовой залежи XV-1 горизонта контакт газ-вода принятым единым и располагается на абсолютных отметках -1530-1525 м с наклоном с северо-востока на запад.

Площадь газоносности составляет 163,6 км<sup>2</sup>.

Средневзвешенная эффективная мощность газонасыщения принята равной 5,06 м. Эта мощность определена по карте эффективных газонасыщенных мощностей XV-1 горизонта.

Величина открытой пористости по лабораторным данным принята равной 17,5% (таблица 1.1), по промыслово-геофизическим данным -16,4 (таблица 1.2).

Коэффициент газонасыщения по данным исследования керна составляет 0,586 (таблица 3.1), по промыслово-геофизическим данным -0,62.

Начальное пластовое давление в залежи принято равным  $173,5 \text{ кгс/см}^2$ , в физических атмосферах -167,9 ата. Это давление рассчитано по статическим в эксплуатационных скважинах и приходится на середину газонасыщенной мощности (1681,4м).

Поправка на отклонение углеводородного газа от закона Бойля-Мариотта при начальном пластовом давлении рассчитана из соотношения :  $\alpha=1/z$ , где  $z$  – коэффициент сверхсжимаемости газа, равный для пластовых условий 0,876.

$$\alpha = 1/0,876 = 1,142$$

Температурная поправка определена на соотношения:

$$f = \frac{T + t_{\text{ст}}}{T + t_{\text{пл}}} = \frac{273 + 20}{273 + 78} = 0,835$$

Пластовая температура определена по данным измерений в эксплуатационных скважинах (1).

Подставив все полученные данные в формулу подсчета запасов газа, получим:

по данным исследования керна

$$Q_{\text{г}} = 163,6 \times 5,06 \times 0,586 \times 0,175 (167,9 \times 1,142 - 1) \times 0,835 = 13,52 \text{ млрд.м}^3$$

По данным промысловой геофизики

$$Q_{\text{г}} = 163,6 \times 5,06 \times 0,620 \times 0,164 (167,9 \times 1,142 - 1) \times 0,835 = 13,41 \text{ млрд.м}^3$$

### **XV-2 горизонт**

Газо-водяной контакт для газовой залежи XV-2 горизонта западного купола принят на абсолютной отметке -1532-1535 м, а для залежи восточного купола –наклонным с абсолютными отметками -1532м на западе и юго-западе и -15158м на северо-востоке.

Площадь газоносности на западном куполе составляет  $28,5 \text{ км}^2$ , на восточном  $71,8 \text{ км}^2$ .

Средневзвешенная эффективная мощность газонасыщения определена по карте эффективных газонасыщенных мощностей (приложение 6) и составляет: на западном куполе 4,72м, на восточном -4,67 м.

Открытая пористость пород по лабораторным данным составляет 16,1% (таблица 1.1.), по промыслово-геофизическим данным -14,1% (таблица 1.2).

Вследствие плохой оснащенности коэффициента газонасыщенности по керну (проанализировано всего 3 образца) этот параметр, по рекомендации авторов отчета по подсчету запасов (2) и ГКЗ (3), принят таким же, как по XV-1 горизонту (0,586), по которому он охарактеризован значительным количеством лабораторных исследований. По промыслово-геофизическим данным он принят равным 0,66 (таблица 1.2).

Начальное пластовое давление в залежи принято равным 173,5 кгс/см<sup>2</sup>; в физических атмосферах -167,9 ата.

Поправка на отклонение углеводородного газа от закона Бойля-Мариотта при начальном пластовом давлении также рассчитана из соотношения :  $\alpha=1/z$ , где z составляет 0,876.  $\alpha=1/0,876=1,142$ .

Температурная поправка принята равной 0,835.

Подставив все полученные данные в формулу подсчета запасов газа, получим:

#### **Западный купол**

##### **Данные исследования керна**

$$Q_{\Gamma} = 28,5 \times 4,72 \times 0,586 \times 0,161 (167,9 \times 1,142 - 1) \times 0,835 = 2,02 \text{ млрд.м}^3$$

##### **Данные промысловой геофизики**

$$Q_{\Gamma} = 28,5 \times 4,31 \times 0,660 \times 0,141 (167,9 \times 1,142 - 1) \times 0,835 = 1,99 \text{ млрд.м}^3$$

#### **Восточный купол**

##### **Данные исследования керна**

$$Q_{\Gamma} = 71,8 \times 4,67 \times 0,586 \times 0,161 (167,9 \times 1,142 - 1) \times 0,835 = 5,04 \text{ млрд.м}^3$$

##### **Данные промысловой геофизики**

$$Q_{\Gamma} = 71,8 \times 4,67 \times 0,586 \times 0,660 (167,9 \times 1,142 - 1) \times 0,835 = 4,97 \text{ млрд.м}^3$$

В целом по месторождению запасы газа XV-1 и XV-2 горизонтов составляют: по данным исследования керна -20,58 млрд.м<sup>3</sup> , по данным промысловой геофизики -20,37 млрд.м<sup>3</sup> .

### **Подсчет запасов конденсата**

Запасы конденсата подсчитаны по формуле:

$$V_k = Q_g \times b \times \gamma, \text{ где}$$

$V_k$  –балансовые запасы конденсата, тыс.т.

$Q_g$  –запасы газа млрд.м<sup>3</sup>

$b$  –содержание стабильного конденсата, см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>

$\gamma$  –удельный вес конденсата, г/см<sup>3</sup>

### **XV-1 горизонт**

До начала эксплуатации газовых залежей XV-1 и XV-2 горизонтов специальные исследования на конденсатность были проведены лишь в одной разведочной скважине 11 (XV-1 горизонт).

Из результатов исследования этой скважины (2) видно, что потенциальное содержание конденсата при начальном постовом давлении 173,5 кг/см<sup>2</sup> составляет -42 см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> или 33,6 г/см<sup>3</sup>. Эта величина стабильного конденсата была принята для подсчета его запасов (2) и утверждена ГКЗ (3).

В 1991 году на месторождении Учкыр было проведено изучение газоконденсатной характеристики в эксплуатационной скважине 209 (XV-2 горизонт). При пластовом давлении 144,7 кгс/см<sup>2</sup> содержание стабильного конденсата здесь составило 27,0 г/см<sup>3</sup> (11), что достаточно надежно подтверждает начальный потенциал.

Учитывая эти данные, нами при подсчете балансовых запасов конденсата в газах XV-1 и XV-2 горизонтов принята величина стабильного конденсата равная 33,6 г/см<sup>3</sup>.

Запасы газа по XV-1 горизонту, при использовании данных лабораторного изучения керна, составляют 13,52 млрд.м<sup>3</sup>. Подставив в формулу для подсчета запасов конденсата значения параметров, получим:

$$V_k = 13,52 \times 33,6 = 454,27 \text{ тыс.т.}$$

При использовании результатов промыслово-геофизических исследований скважин, запасы газа XV-1 горизонта составляют 13,41 млрд.м<sup>3</sup>. В этом случае запасы конденсата будут:

$$V_k = 13,41 \times 33,6 = 450,58 \text{ тыс.т.}$$

### **XV-2 горизонт**

По сохранении подсчетных параметров по конденсату ( $b$  и  $\gamma$ ) неизменными, его запасы будут определяться только запасными газа. Тогда, по западному куполу, при использовании материалов исследования керна, запасы газа XV-2 горизонта составляют 2,02 млрд.м<sup>3</sup>, а запасы конденсата:  $V_k = 2,02 \times 33,6 = 67,87$  тыс.т.

По материалам промысловой геофизики запасы газа на западном куполе составляют 1,99 млрд.м<sup>3</sup>, а запасы конденсата, следовательно:

$$V_k = 1,99 \times 33,6 = 66,86 \text{ тыс.т.}$$

На восточном куполе по материалам изучения керна запасы газа достигают 5,04 млрд.м<sup>3</sup>, а запасы конденсата:

$$V_k = 5,04 \times 33,6 = 169,34 \text{ тыс.т.}$$

По материалам промысловой геофизики запасы на этом куполе составляют 4,97 млрд.м<sup>3</sup>, а запасы конденсата:

$$V_k = 4,97 \times 33,6 = 166,99 \text{ тыс.т.}$$

В целом по газовым залежам XV-1 и XV-2 горизонтов запасы конденсата составляют: по керну -691,48 млрд.м<sup>3</sup>, по геофизики -684,43тыс.т.

В таблице 1.3 приведены подсчетные параметры и запасы газа и конденсата, полученные в разные годы различными исследователями.

## **1.5. Оценка запасов газа методом падения давления**

Режим разработки залежи газа характеризуется её динамическими состоянием, где в качестве основного компонента является связь пластового давления и объема порового пространства. Уменьшение объема порового

пространства залежи из-за внедрения контурных или подошвенных вод, за счет артезианского водонапорного бассейна, на разрабатываемых месторождения Средней Азии не отмечено. Проявление упругих сил матрицы скелета породы и воды для месторождений, объем газовой части которого одного порядка с объемом водонапорного бассейна настолько незначительно, что в большинстве случаев этим расчетом пренебрегают. Тем не менее изменение объема порового пространства даже при заведомо газовом режиме в некоторых случаях было зафиксировано и обычно фиксировалось по изгибу зависимости приведенного давления от отборов выпуклостью вверх. Как правило такая зависимость отмечается на крупных залежах с хорошей проницаемостью и полем давления, сохраняющего свою форму во времени (Газли IX, X горизонты, Зеварды). Разработка месторождения Учкыр с большой вероятностью также происходит при газовом режиме, а сложный характер зависимости приведенного давления от отборов можно объяснить следующим.

Во-первых, XV горизонт (XV-1, XV-2) полнопластовый характер при большой площади газоносности и сравнительно небольшой эффективной толщине, что, во-вторых, при редкой сетке скважин не способствует формированию стабильного поля давления.

Кроме того, разновременность ввода западной и восточной частей месторождения, связанная с разными –по количеству сероводорода –составами пластового газа, вызвало сильное понижение давления в центральной части западной половины в течение первых 2-3х лет разработки, так и не выравнивается в дальнейшем. Падение давления повлияло на сокращение добычи, в последнее способствовало частичному выравниванию давления в объем залежи и росту пластового давления при аварийном прекращении добычи. Этот колебательный процесс осложнялся неоднородной фильтрационной характеристикой по площади, что в конечном счете вызывало плохо предсказуемое поведение пластового давления скважин.



Пластовое давление сегодня имеет глубокую депрессионную воронку в центральной части западной половины месторождения и две значительно меньшие в северной и южной частях восточной половины месторождения.

Отборы газа по скважинам в начальный период разработки как на юго-западе, так и на востоке, как уже говорилось достигли в течение первых 2-3-х лет эксплуатации приблизительно 911 млн.м<sup>3</sup> в год. И сразу же, без периода постоянной добычи стали уменьшаться, составляя сегодня около 500 млн.м<sup>3</sup> в год. Данные по годовым накопленным отборам по скважинам приведены в таблице 4.

Пластовые давления измерялись после начала эксплуатации во всех работающих скважинах как для замера статики, так и при газодинамических исследованиях. Общее число замеров пластового давления в 24 работающих скважинах около 250.

Расчет дренируемых запасов выполнен в программе, учитывающей изменение реальных свойств пластового газа –его критических параметров, плотности, пересчетного коэффициента сухого газа в сырой и пр. Расчетная величина коэффициента сверхсжимаемости не превышает +0,4% от номограммной по Браун-Катцу.

**Сводная таблица подсчетных параметров и запасов газа и конденсата XV-1 и XV-2 горизонтов  
месторождения Учкыр**

**Таблица 1.3**

Время проведения подсчета запасов	Гори- зонт	Площадь газоноснос- ти, км <sup>2</sup>	Эффект газонос. мощн.м	Коэфф. порис- тости	Коэфф. газо насыщ	Пластовое давление ата	Попр.на сжим-ть газа	Темпер поправка	Начальные запасы	
									газа, млрд.м <sup>3</sup>	Конден- тыс.т
1965г, ГКЗ представ.	XV-1	157,67	8,26	0,1826	0,6	170,23	1,12	0,845	22,960	771,46
	XV-2	82,21	5,50	0,16	0,6	170,23	1,13	0,845	7,019	235,80
<b>ИТОГО: XV-1 + XV-2</b>									<b>29,979</b>	<b>1007,26</b>
1966г, ГКЗ утвержд.	XV-1	157,67	6,20	0,13	0,6	170,23	1,12	0,845	12,220	410,60
юго-запад	XV-2	11,40	1,37	0,13	0,6	171,03	1,13	0,845	0,198	6,60
северо-восток	XV-2	48,80	3,87	0,13	0,6	169,80	1,13	0,845	2,376	79,80
<b>ИТОГО: XV-1 + XV-2</b>									<b>14,794</b>	<b>497,00</b>
1978г, СредазНИИГаз	XV-1	157,30	5,24	0,13	0,6	168,30	1,221	0,846	11,110	172,20
запад	XV-2	28,00	5,71	0,13	0,6	168,30	1,218	0,846	2,150	33,40
восток	XV-2	77,50	4,50	0,13	0,6	168,30	1,218	0,846	4,700	72,90
<b>ИТОГО: XV-1 + XV-2</b>									<b>17,960</b>	<b>278,50</b>
2011г, УзбекНИПИнефтегаз										
Керн	XV-1	163,60	5,06	0,175	0,586	167,90	1,142	0,835	13,520	454,27
геофизика	XV-1	163,60	5,06	0,164	0,620	167,90	1,142	0,835	13,410	450,58
Керн, запад	XV-2	28,50	4,72	0,161	0,586	167,90	1,142	0,835	2,020	67,87
Геофизика, запад	XV-2	28,50	4,72	0,141	0,660	167,90	1,142	0,835	1,990	66,86
Керн, восток	XV-2	71,80	4,67	0,161	0,586	167,90	1,142	0,835	5,040	169,34
Геофизика восток	XV-2	71,80	4,67	0,141	0,660	167,90	1,142	0,835	4,970	166,90
<b>ИТОГО: XV-1 + XV-2</b>										
<b>Керн</b>									<b>20,580</b>	<b>691,48</b>
<b>геофизика</b>									<b>20,370</b>	<b>684,43</b>

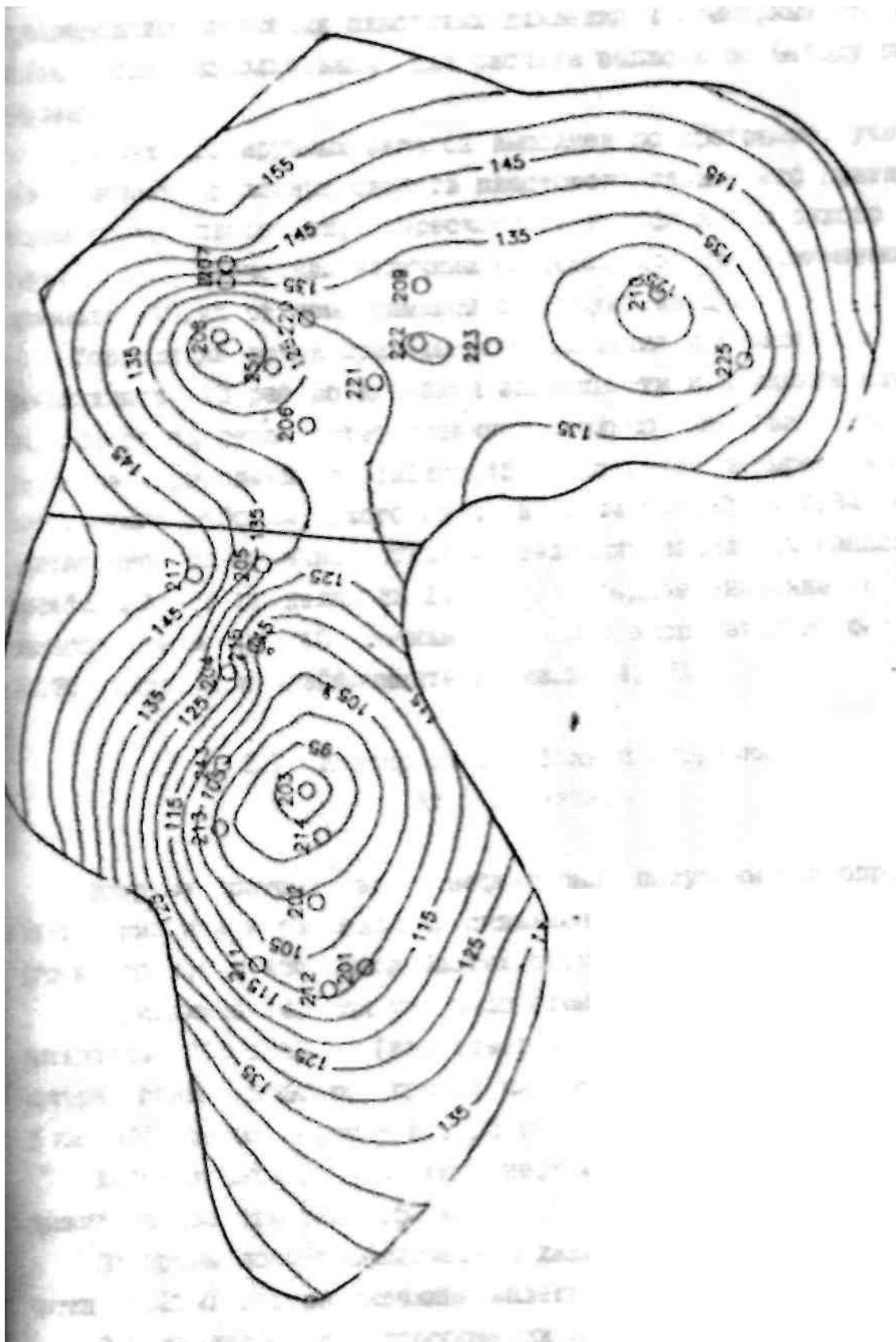


Рис.1.5.Месторождение Учкыр

Карта изобар XV горизонта по состоянию на 12.2011г.

Масштаб 1 : 100000

## **ГЛАВА II. Современные методы очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений.**

### **2.1. Общие сведения о методах очистки газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений.**

Нефтяные и природные газы наряду с углеводородами могут содержать кислые газы-диоксид ( $\text{CO}_2$ ) и сероводород ( $\text{H}_2\text{S}$ ), а также сероорганические соединения-серооксид углерода ( $\text{COS}$ ), сероуглерод ( $\text{CS}_2$ ), меркаптаны ( $\text{RSH}$ ), тиофены и другие примеси, которые осложняют при определенных условиях транспортирование и использование газов. При наличии диоксида углерода, сероводорода и меркаптанов создаются условия для возникновения коррозии металлов, эти соединения снижают эффективность каталитических процессов и отравляют катализаторы. Сероводород, меркаптаны, серооксид углерода - высокотоксичные вещества. Повышенное содержание в газах диоксида углерода нежелательно, а иногда недопустимо ещё и потому, что в этом случае уменьшается теплота сгорания газообразного топлива, снижается эффективность использования магистральных газопроводов из-за повышенного содержания в газе балласта. Если рассматривать этот вопрос с указанных позиций, то серо- и кислородсодержащие соединения можно отнести к разряду нежелательных компонентов. Однако такая постановка вопроса не исчерпывает всей полноты проблемы, так как кислые газы являются в частности высокоэффективным сырьем для производства серы и серной кислоты. Поэтому при выборе процессов очистки газов учитывают возможности достижения заданной глубины извлечения «нежелательных» компонентов и использования их для производства соответствующих товарных продуктов. В Канаде, например, сера в зависимости от содержания в газе сероводорода рассматривается как основной, сопутствующий или побочный продукт, и в зависимости от этого распределяются затраты на очистку газа и производство серы, а также регламентируются условия разработки и

эксплуатации некоторых месторождений. Известны случаи, когда сероводородсодержащий природный газ добывают с целью производства серы, очищенный газ после извлечения сероводорода закачивают обратно в пласт для поддержания пластового давления. В ряде стран мира (США, Канаде, Франции) открытие крупные месторождений природного сероводородсодержащего газа положило начало широкому развитию в 50-х годах добычи и очистки такого газа и производству серы из этого сырья. В Канаде из сероводородсодержащего газа получено около 5,3 млн.т серы (по состоянию на начало 1978 г.доказанные запасы серы составляли 105 млн.т ).

В нашей стране добыча и переработка сероводородсодержащего природного газа начала широко развиваться в 60-х годах после открытиях крупных газоконденсатных месторождений в Средней Азии и Оренбургской области. В связи с этим объемы переработки такого сырья увеличились с 3,4 млрд. м<sup>3</sup> в 1970 г. до 62,5 млрд. м<sup>3</sup> в 1980 г., а производство серы- с 3,9 до 1450 тыс. т (удельные капитальные вложения и себестоимость газовой серы значительно ниже, чем при добыче самородной). В СНГ прогнозные запасы сероводородсодержащие газа составляют около 12% всех прогнозных запасов природного газа. Можно полагать, что объемы переработки сероводородсодержащего газа и производства серы из этого сырья в нашей стране будут увеличиваться.

Содержание сероводорода и (CO<sub>2</sub>) в природных газах США, Канады, Франции, СНГ и других стран колеблется в широких пределах. Как правило, во всех сероводородсодержащих газах имеется то или иное количество (CO<sub>2</sub>) (соотношение (CO<sub>2</sub>): H<sub>2</sub>S изменяется от 1:20 до 70:1). В то же время довольно часто природные газы могут быть с различным содержанием (CO<sub>2</sub>), но без сероводорода (22). Максимальное содержание сероводорода в природных газах СНГ 23% об. (Астраханское газоконденсатное месторождение), в газах Канады-75% об.(месторождение Пантер-Ривер). Во многих природных газах наряду с сероводородом и диоксидом углерода содержатся сераорганические соединения, присутствие которых даже в небольших количествах крайне

осложняет добычу, транспортирование и использование минеральных ресурсов газовых и газоконденсатных месторождений. В газе Оренбургского газоконденсатного месторождения содержание сераорганических соединений достигает 1000-2000 мг/м<sup>3</sup> (в пересчёте на серу) при содержании сероводорода около 16000 мг/м<sup>3</sup> (1,8-2 % об). Это привело к необходимости строительства специальных объектов для очистки газа от сераорганических соединений-до ввода этих объектов в действие при использовании газа были серьезные трудности, несмотря на очистку его от сероводорода.

При выборе способов очистки газов необходимо внимательно подходить к оценке химического состава сырья, включая примеси, которые не регламентируются в товарном газе и продуктах его переработки или не оказывают влияния на их качество из-за незначительного содержания в исходном газе. Это обусловлено в частности тем, что при взаимодействии примесей с некоторыми растворителями могут образоваться такие химические соединения, которые при нагревании их в процессе регенерации не распадаются на составные части (реакция между ними необратима в условиях процесса), в результате чего концентрация активной части растворителя постепенно уменьшается (возрастает содержание балласта в системе), растворитель дезактивируется и приходит в негодность.

Практика показывает, что наличие незначительного на первый взгляд содержания примесей может оказать принципиальное влияние на выбор растворителя или процесса очистки газа. Важное значение при рассмотрении этого вопроса соотношение  $H_2S:CO_2$  в исходном газе-концентрация сероводорода в кислых газах может оказаться определяющей при выборе процессов и технологии очистки исходного сырья и способов утилизации «нежелательных» компонентов. Это отношение может быть настолько низким, что для переработки кислых газов в элементарную серу использовать наиболее распространенный метод термокаталитического окисления сероводорода (процесс Клауса) будет невыгодно.

Специалисты фирмы Флюор Корпорейшен (Р.Н.Теннисон и др.) считают, что по методу Клауса можно перерабатывать кислые газы с содержанием сероводорода более 15% об. На многих установках Клауса содержание сероводорода в кислых газах достигает 50% об. и более (т.е.  $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2 \geq 1$ ). При низком соотношении сероводорода и  $\text{CO}_2$  в исходном газе для получения кислых газов с высоким содержанием сероводорода используют систему селективной очистки газа, при которой на первой ступени извлекают в основном сероводород и получают при этом хорошее сырье для производства сыры, а на второй ступени извлекают  $\text{CO}_2$  и оставшееся количество сероводорода.

Разработаны и применяются процессы селективного извлечения сероводорода, при котором  $\text{H}_2\text{S}$  вступает в реакцию с растворителем и окисляется до серы кислородом воздуха в процессе регенерации растворителя (в этом случае в составе комплекса нет установок Клауса.) По первому варианту, экономически выгодно очищать газ при большом парциальном давлении сероводорода на входе на установку, по второму варианту- при низком парциальном давлении.

В кислых газах, поступающих на установки Клауса, должно не только содержаться определенное количество сероводорода, но лимитируется также содержание углеводородов, которые могут поглощаться в различных количествах на очистки газа от сероводорода и  $\text{CO}_2$ . Считают нормальным, когда содержание углеводородов не превышает 2-4% об. (на некоторых установках за счёт ряда мероприятий содержание их удается уменьшить до 0,2-1% об.). Наличие углеводородов в кислых газах приводит к увеличению расхода воздуха (кислорода) на установках Клауса, ухудшению цвета серы, обуглероживанию и снижению активности катализатора.

В СНГ и других странах к качеству природного и нефтяного газа, поступающего в магистральные газопроводы, предъявляются высоких требования по содержанию сероводорода и меркаптановой серы: в нашей стране содержание сероводорода не должно превышать  $22\text{мг/м}^3$ , меркаптаной

серы-36мг/м<sup>3</sup> газа (содержание CO<sub>2</sub> не нормируется); в США содержание сероводорода регламентируется на уровне 5,7 мг/м<sup>3</sup>, содержание CO<sub>2</sub>, общей серы и меркаптанов устанавливаются обычно газотранспортными компаниями в зависимости от требований потребителей (содержание CO<sub>2</sub>-1-2% об., меркаптанов -1,5-5 мг/м<sup>3</sup>, общей серы-22-228 мг/м<sup>3</sup> и т.д.)

Для очистки природных и нефтяных газов от сероводорода, CO<sub>2</sub> и других серо-и кислородсодержащих «нежелательных» соединений используют в основном абсорбционные процессы, которые в зависимости от особенностей взаимодействия этих соединений с растворителями-абсорбентами можно условно объединить в следующие группы.

1. Химосорбционные процессы очистки газа растворителями, представляющими собой водные растворы алканоламинов: моноэтаноламина (МЭА), дигликольамина (ДГА) и др. Они основаны на химической реакции «нежелательных» соединений с алканоламинами, являющимися активной, реакционной частью абсорбента. К этой же группе относят процессы поташной очистки.

Аминовые процессы обеспечивают тонкую очистку газов от сероводорода и CO<sub>2</sub> при различных рабочем давлении и концентрации их в исходном сырье; растворимость углеводородов в этих абсорбентах невелика. Технологическое и аппаратное оформление процессов отличаются простотой и надежностью.

Основные недостатки процессов: не достигается комплексная очистка газов от H<sub>2</sub>S CO<sub>2</sub> RSH COS и CS<sub>2</sub>; низкая глубина извлечения меркаптанов и некоторых других сераорганических соединений; при взаимодействии меркаптанов, COS и CS<sub>2</sub> с некоторыми образуются не регенерируемые в условиях процесса химические соединения; для реализации процессов необходимы высокая кратность циркуляции абсорбента и большие теплоэнергетические затраты (с повышением концентрации «нежелательных» соединений они увеличиваются); абсорбенты и продукты взаимодействия их с



примесями, содержащимися в сыром газе, нередко обладают повышенной коррозионной активностью.

С увеличением концентрации активного вещества и степени насыщения растворителя сероводородом и другими «нежелательными» соединениями возрастает коррозионная активность алканоламиновых абсорбентов. Поэтому поглотительная их способность часто лимитируется не условиями термодинамического равновесия, а предельно допустимой степенью насыщения абсорбентов кислыми газами.

**2. Процессы очистки газов методом физической абсорбции «нежелательных» соединений органическими растворителями:** пропиленкарбонатом, диметиловым эфиром полиэтиленгликоля (ДМЭПЭГ), N-метилпирролидоном и др. Они основаны на физической абсорбции, а не на химической реакции, как хемосорбционные процессы.

Органические растворители можно в принципе использовать для комплексной очистки газов от сероводорода  $\text{CO}_2$ ,  $\text{RSH}$ ,  $\text{COS}$  и  $\text{CS}_2$  при высоком парциальном давлении их в условиях абсорбции; эти абсорбенты, как правило, не пенятся и не корродируют аппаратуру и оборудование, многие из них имеют низкую температуру замерзания, что важно в случае применения процессов в холодных климатических условиях.

При высоком парциальном давлении «нежелательных» соединений для реализации процессов очистки газов органическими растворителями требуются, как правило, меньшие капитальные и эксплуатационные затраты, чем для реализации аминовых хемосорбционных процессов, так как поглотительная способность органических растворителей возрастает примерно пропорционально парциальному давлению кислых газов и других «нежелательных» соединений. Регенерация физических абсорбентов протекает во многих случаях без подвода тепла за счёт снижения давления в системе.

Основные недостатки процессов: применяемые растворители относительно хорошо поглощают углеводороды; тонкая очистка газов

обеспечивается в ряде случаев только после дополнительной доочистки их алканоламиновыми растворителями (т.е. грубая очистка производится, например, растворителем ДМЭПЭГ, а тонкая очистка-раствором моноэтаноламина).

**3. Процессы очистки газов от «нежелательных» соединений** растворителями, представляющими собой смесь водного алканоламинового раствора с органическими растворителями – сульфоланом, металлом и др. Они основаны на физической абсорбции «нежелательных» соединений органическими растворителями и химическим взаимодействии с алканоламинами, являющимися активной реакционной частью абсорбента. Эти процессы сочетают в себе многие достоинства химической и физической абсорбции. Их можно использовать для тонкой комплексной очистки газов от сероводорода,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{RSH}$ ,  $\text{COS}$  и  $\text{CS}_2$ .

Основные недостатки процессов: применяемые растворители относительно хорошо поглощают углеводороды (особенно хорошо растворяются ароматические углеводороды); это ограничивает область применения процессов второй и третьей групп, так как для предотвращения попадания больших количеств тяжелых углеводородов в сырье установок по производству серы (типи Клаус) в состав ГПЗ необходимо включать аппаратуру и оборудование для извлечения углеводородов из сырого исходного газа или из кислых газов перед поступлением их на установку по производству серы.

Однако это не всегда сопряжено с дополнительными капитальными и эксплуатационными расходами, так как во многих случаях тяжелые углеводороды извлекают из газа по соображениям, не связанным с выбором процесса очистки газа от сероводорода и других серо- и кислородсодержащих «нежелательных» соединений. Процессы физической абсорбции могут оказаться более экономичными также и потому, что органические растворители обеспечивают селективное извлечение сероводородов в присутствии  $\text{CO}_2$  и позволяют получить хорошее сырье для производства

серы при неблагоприятном соотношении  $H_2O:CO_2$  в исходном сырье газа и для производства товарного диоксида углерода. Эти процессы имеют при определенных условиях ряд преимуществ, которые могут быть выявлены только на основе техно - экономического анализа условий добычи, очистки и переработки газа и сопутствующих продуктов.

Рассматривая технологические особенности процессов очистки газов, необходимо отметить, что выбор способа очистки сводится, как правило, к выбору абсорбента, который при соответствующем конструктивном и технологическом оформлении процесса обеспечивает производство товарного газа и сопутствующих продуктов (серы и др.) при высоких технико-экономических показателях. Ниже перечислены процессы очистки газов от сероводорода  $CO_2$ ,  $RSH$  и других «нежелательных» соединений, основанных на химической и физической абсорбциях:

Химическая абсорбция		Физическая абсорбция	
процесс	растворитель	процесс	растворитель
Алколаминовая очистка МЭА-очистка ДЭА-очистка Адип	Моноэтаноламин* Диэтаноламин* Диизопропаноламин*	Флюор Селексол Пуризол	Пропиленкарбонат Диметиловый эфир полиэтиленглиголя (ДМЭПЭГ,) N-метилпирролидон (NMP)
Эконамин	Дигликольамин*	Сульфинол (процесс включен в эту группу условно)	Смесь водного раствора диизопропаноламина и сульфолана
Поташная очистка обычная	Горячий раствор поташа $K_2CO_3$	Ректизол	Метанол (при низких температурах)
Бенфилд (активированная горячая)	Горячий раствор поташа +1,8% ДЭА (активированная добавка)		
Ветрококк	Горячий раствор мышьяковых солей щелочных металлов ( $K^3AsO^3$ и др.)	—	—
Стретфорд	Раствор натриевых солей (2,6-2,7 антрахинон-сульфоновых кислот))		

\*Приводятся наименования активной части растворителя – в качестве разбавителя используется вода.

Основными критериями при выборе абсорбентов, а следовательно, и процессов являются начальное и конечное содержание извлекаемых «нежелательных» компонентов в газе и заданное рабочее давление в или начальное и конечное парциальное давление их в условиях очистки. Начальное давление предопределяет кратность циркуляции абсорбента (удельный его расход). Конечное парциальное давление (или глубина очистки газа) зависит в первую очередь от степени регенерации абсорбента и от равновесного давления извлекаемого газа над раствором от температуры. Капитальные и эксплуатационные затраты определяются главным образом кратностью циркуляции и условиями регенерации растворителя. Следовательно, экономика процесса предопределяется в основном парциальными давлениями извлекаемых «нежелательных» компонентов в сыром и очищенном газе. На основе этих данных можно оценить, какой из растворителей- химический или физический- наиболее приемлем для заданных условий. После этого, учитывая специфику содержащихся в газе примесей и возможные варианты взаимодействия их с растворителями данной конкретной группы, можно выбрать процесс, который целесообразно будет использовать для проведения технико-экономического исследования.

Все процессы, приведенные выше, за исключением процессов Ветрококк- $\text{H}_2\text{O}^*$  и Стретфорд, основаны на химической или физической абсорбции «нежелательных» серо-кислородсодержащих соединений и последующей десорбции их из абсорбента и направлении кислых серосодержащих газов на установку по производству серы типа Клауса. Процессы Ветрококк- $\text{H}_2\text{S}$  и Стретфорд основаны на абсорбции сероводорода химическим растворителем и окислении его в регенераторе до серы за счёт присутствия в абсорбенте соответствующих активных добавок и кислорода, который поступает в нижнюю часть регенератора вместе с воздухом ( $\text{CO}_2$  в процессе Стретфорд практически не извлекается, его присутствие осложняет

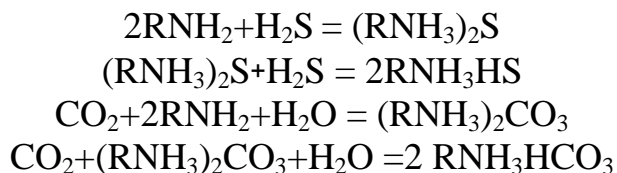
процесс). Процессы Ветрококк-  $\text{H}_2\text{S}$  и Стретфорд чаще всего применяют для очистки газов с низким содержанием сероводорода, область применения их ограничивается парциальным давлением  $\text{H}_2\text{S}$  в очищенном газе до 0,002 МПа и в исходном газе до 0,07 МПа (температура абсорбции 35-45 °С , в результате очистки обеспечивается высокая степень извлечения сероводорода). В СНГ окислительно- восстановительные процессы Ветрококк-  $\text{H}_2\text{S}$  и Стретфоорд не нашли пока практического применения для очистки природных и нефтяных (попутных) газов от сероводорода. За рубежом эти процессы используют, как правило, на установках небольшой мощности. В США процесс Ветрококк не применяют из-за высокой токсичности растворителя.

## 2.2.Очистка газа алканоламиновыми растворителями

При низких и средних парциальных давлениях кислых газов поглотительная способность алканоламиновых абсорбентов возрастает по отношению к сероводороду и диоксиду углерода. В этой области химические абсорбенты могут конкурировать с физическими растворителями. Ниже приведены основные физико-химические свойства алканоламиновых растворителей:

	МЭА	ДЭА	ДИПА	ДГА
Молекулярная масса	61	105,1	133,2	105,1
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	1018	1090	989	1055
Температура кипения, °С				
при давлении , Па				
110	171	----	248,7	221
660	100	187	167	----
1320	69	150	133	----
Давление насыщенных паров				
при 20°С , Па	48	1,33	1,33	1,33
Температура замерзания, °С	10,5	28	42	9,5
Абсолютная вязкость, Па·с	0,241	0,38	0,198	0,026
	(при 20°С)	(при 30°С)	(при 45°С)	(при 24°С)
Растворимость в воде при				
20°С, % масс.	Полная	96,4	87	Полная
Теплота парообразования				
При 1·10 <sup>5</sup> Па, Дж/кг	1486,4	1205,9	722,5	917,4
Процесс взаимодействия $\text{CO}_2$ и $\text{H}_2\text{S}$ с моноэтаноламином описывается				

следующими суммарными реакциями :



Где R - группа  $\text{ONCH}_2\text{CH}_2$ . При низкой температуре реакции протекают слева направо, при высокой – справа налево: в первом случае  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$  <<связываются>> с абсорбентом, во втором – происходит регенерация абсорбента и выделение поглощенных кислых газов ( $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$ ).

Экзотермический эффект реакций составляет: при взаимодействии  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$  с МЭА-раствором соответственно 1905 и 1917 Дж/кг, при взаимодействии  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$  с МЭА-раствором 1189 и 1515,7 Дж/кг (28,27). Механизм поглощения  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  моноэтаноламином и основные сведения о растворимости их в водных растворах МЭА подробно описаны в литературе (18,28,2).

**Процесс МЭА- очистки** (2,18,22,26,28,29). В качестве растворителя используют водный раствор моноэтаноламина. Содержание МЭА в растворе не превышает, как правило, 15-20% об. при насыщении кислыми газами более концентрированных растворов увеличивается скорость коррозии металлов (чистый алканоламиновый раствор не обладает коррозионными свойствами). Наличие такой связи между концентрацией раствора и скоростью коррозии ограничивает возможность повышения эффективности хемосорбционных аминовых процессов. Однако в последние годы в связи с разработкой ингибиторов коррозии появилась возможность увеличить концентрацию активного вещества в растворе до 30% об., что делает процесс МЭА-очистки более рентабельным и перспективным.

При проектировании установок МЭА-очистка часто принимают, что содержание кислых газов в растворе, покидающем нижнюю тарелку абсорбера, должно быть не более 65-70% равновесной концентрации (по отношению к исходному сырому газу). При этом степень насыщения раствора должна быть не более 0,3-0,4 моль/моль МЭА. В последнее время на некоторых химических заводах при очистке синтез газа от  $\text{CO}_2$  (под

давлением) степень насыщения раствора достигает 0,6-0,7 моль/моль МЭА. Это привело к необходимости использования легированных сталей для изготовления оборудования или применения ингибиторов коррозии при эксплуатации установок. Процесс МЭА-очистка рекомендуется применять для очистки газов от сероводорода и  $\text{CO}_2$  при парциальном давлении их не выше 0,6-0,7 МПа.

Достоинства процесса: тонкая очистка газов от сероводорода и  $\text{CO}_2$  обеспечивается в широком интервале парциальных давлений; моноэтаноламин имеет повышенную химическую стабильность, легко регенерируется, обладает высокой реакционной способностью; технологическое и конструкторское оформления процесса отличаются простотой и высокой надежностью при правильной эксплуатации установки: моноэтаноламинный раствор относительно плохо поглощает углеводороды, что способствует повышению эффективности производства серы из кислых газов МЭА-очистки.

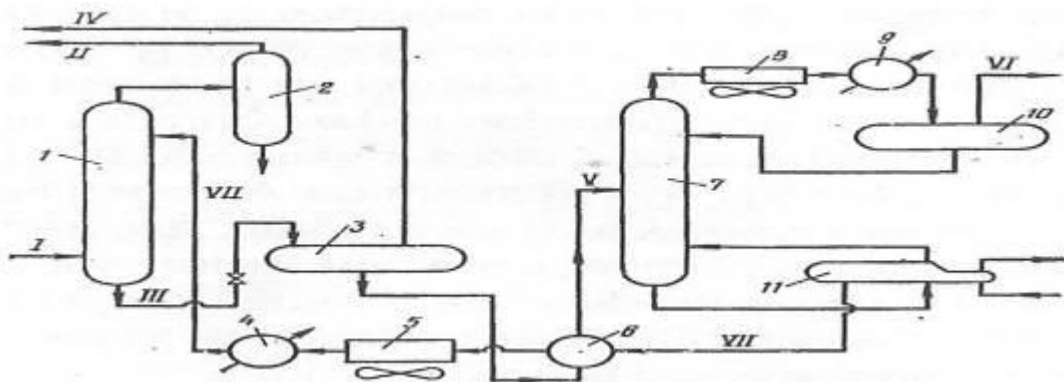
Недостатки процесса: низкая, как правило, степень насыщения раствора; высокие удельные расходы абсорбента и эксплуатационные затраты; некоторые примеси ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{COS}$ ,  $\text{CS}_2$ ,  $\text{HCN}$ ,  $\text{SO}_2$  и  $\text{SO}_3$ ), содержащиеся в сырых газах, при взаимодействии с растворителем образуют не регенерируемые или трудно регенерируемые высоко-молекулярные соединения, которые дезактивируют абсорбент, увеличивают вспениваемость и коррозионную активность растворителя; при наличии в газе  $\text{COS}$  и  $\text{CS}_2$  процесс не применяется; низкое извлечение меокаптанов и других сераорганических соединений; повышенная склонность абсорбента к вспениванию при попадании в систему жидких углеводородов, сульфида железа, тиосульфитов и других продуктов разложения моноэтаноламина, а также механических примесей и некоторых видов ингибиторов коррозии.

По данным Кемпбела ([29]), скорость разложения МЭА в результате необратимого взаимодействия моноэтаноламина с  $\text{CO}_2$ ,  $\text{COS}$  и  $\text{CS}_2$  можно принять: 3,35 кг на 1000 м<sup>3</sup>  $\text{CO}_2$ , 1 кг на 1 м<sup>3</sup>  $\text{COS}$  1 кг на 1 м<sup>3</sup>  $\text{CS}_2$  (для ДЭА она

равна 3,68кг на 1000м<sup>3</sup> CO<sub>2</sub>; ДЭА практически не реагирует с COS и CS<sub>2</sub> с образованием не регенерируемых соединений).

Сераорганические соединения (меркаптаны, дисульфиды, тиофены и др.), содержащиеся в природных и нефтяных газах, не реагируют с аминами (2). Для удаления из раствора механических примесей и продуктов необратимых реакций используют различные методы, в частности на многих промышленных установках для этих целей часть раствора (1-4 % общего объема) фильтруют и перегоняют в специальном кубе. Содержание этих продуктов не должно превышать в растворителе 0,1-0,5 % (28).

Для предотвращения вспенивания в раствор моноэтаноламина вводят противопенные добавки (0,001-0,0015% масс.).



**Рис.2.1. Технологическая схема абсорбционной очистки газа от H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub> водным раствором алканолamina:**

1-абсорбер; 2-сепаратор; 3-экспансер (сепаратор); 4-9 водяные холодильники; 5,8-воздушные холодильники; 6- рекуперативный теплообменник; 7- десорбер; 10-ёмкость-сепаратор; 11- ребойлер. I-сырой газ; II- очищенный газ; III-насыщенный газ; IV- экспанзионный газ; V-частично разгазированный абсорбент; VI-кислые газы; VII-регенерированный абсорбент.

В качестве антивспенивателей используют водные эмульсии силиконов или высококипящие спирты (олеиловый и др.). На отечественных ГПЗ используют антивспениватели КЭ-10-12 (21-2 А) и КЭ-10-21. Испытание КЭ-10-21 на одной из промышленных установок показало, что применение антивспенивателей позволяет уменьшить потери растворителя, обеспечить устойчивую работу установки, а также создать условия для повышения производительности абсорбционной и ректификационной аппаратуры (30).



На рис.2.1. приведена принципиальная технологическая схема абсорбционной очистки газа от  $H_2S$  и  $CO_2$  водным раствором алканоламина. Сырой газ с температурой 10-40°C подают под нижнюю тарелку абсорбера 1, который орошается водным раствором МЭА или какого-либо другого алканоламина (растворитель можно подавать на одну верхнюю тарелку или на верхнюю и среднюю тарелки аппарата.) С верха абсорбера выходит очищенный газ, с низа-насыщенный кислыми газами абсорбент (температура насыщенного абсорбента 55-60°C, рабочее давление в аппарате изменяется для разных ГПЗ от 0,2 до 5,5 МПа.)

Очищенный газ после сепаратора 2 направляется потребителям. Насыщенный абсорбент поступает в экспансер (сепаратор) 3, где за счёт дросселирования раствора из абсорбента выделяются поглощенные в абсорбере углеводороды (экспансерный газ используется в качестве топлива.) После сепаратора 3 насыщенный абсорбент нагревается в рекуперативном теплообменнике 6 до 95-100°C и поступает в среднюю часть десорбера 7, где из него отпариваются кислые газы, вода и оставшиеся углеводороды. Температура в нижней кубовой части десорбера 7 поддерживается 115-130°C за счёт нагрева растворителя, стекающего с нижней тарелки десорбера, в рубойлере 11 (рабочее давление в десорбере 0,15 МПа.)

Смесь кислых газов, паров воды и углеводородов выходит с верха десорбера 7, охлаждается в воздушном и водяном холодильниках 8 и 9, после чего двухфазная смесь поступает в емкость сепаратор 10, где вода отделяется от кислых и углеводородных газов; вода из емкости 10 подается в качестве орошения на верхнюю тарелку десорбера, для предотвращения уноса моноэтаноламина с верхним продуктом, а кислые газы направляются на установку по производству серы. Регенерированный раствор алканоламина после охлаждения в рекуперативном теплообменнике 6, в воздушном и водяном холодильниках 5 и 4 подается в абсорбер 1 с температурой 35-45°C (на схеме не показан узел очистки растворителя от механических

примесей и не регенерируемых высокомолекулярных соединений). Технологические показатели процесса приведены в таб. 2.1.

**Процесс ДЭА-очистки.** В качестве растворителя используется водный раствор диэтаноламина. Содержание ДЭА в растворе зависит от содержания кислых газов в исходном сырье и степени насыщения раствора. Изменяется от 20 до 30 % масс; при концентрации в растворе кислых газов 0,05-0,08 м<sup>3</sup>/л ДЭА используют 20-25 % ный раствор, при 0,14-0,15 м<sup>3</sup>/л ДЭА-25-27%ный раствор; при концентрации кислых газов 0,15-0,17 м<sup>3</sup>/л ДЭА -25-30%ный раствор диэтаноламина (процесс SNPA-ДЭА) (32).

Процесс ДЭА – очистки с концентрацией диэтаноламина 25-27% применяют при парциальном давлении кислых газов 0,2 МПа и более, процесс SNPA-ДЭА (25-30 % активного вещества) используют при парциальном давлении кислых газов 0,4 МПа и выше.

**Таблица 2.1. Основные технологические показатели процесса МЭА-очистки природного газа от сероводорода на Мубарекском ГПЗ**

	Газ на месторождении Уртабулак	Газ месторождения Северный мубарек
--	-----------------------------------	---------------------------------------

Показатели	I степень очистки	II степень очистки	
Производительность по сырому газу (одной линии), тыс. м <sup>3</sup> /ч	50-60	50-60	70-90
Расход регенерированного абсорбера, м <sup>3</sup> /ч	200-240	90-120	100-130
Содержание в сыром газе, % об.			
H <sub>2</sub> S	5-5,5	До 400 мг/м <sup>3</sup>	0,3-0,4
CO <sub>2</sub>	4,3-5,0	Нет данных	1,3-1,4
Содержание в очищенном газе			
H <sub>2</sub> S мг/м <sup>3</sup>	4000	20	20
CO <sub>2</sub> % об.	Нет данных	0,1	0,1
Давление, Мпа			
в абсорбере	5,1-5,4	5,1-5,4	4,6-5,4
в десорбере	0,15	0,15	0,15
Температура, °С			
абсорбер	50-60*	50-60*	50-60*
сырого газа	20-30	20-30	20-30
верха десорбера	107	108	110
низа десорбера	119	119	119
Содержание кислых газов в абсорбенте, моль/моль МЭА в регенерированном			
H <sub>2</sub> S	0,02-0,04	0,06-0,07	0,01-0,03
ΣH <sub>2</sub> S и CO <sub>2</sub>	0,15-0,2	0,11-0,15	0,13-0,19
в насыщенном			
H <sub>2</sub> S	0,2-0,25	0,06-0,07	0,06-0,1
ΣH <sub>2</sub> S и CO <sub>2</sub>	0,5-0,6	0,15-0,23	0,36-0,45
Содержание МЭА в абсорбенте, % масс.	14-19	6-10	8-12

\*Температура по проекту 20-30°С

Это позволяет обеспечить необходимое насыщение раствора и таким образом использовать преимущества процесса: степень насыщения раствора в процессе SNPA-ДЭА достигает 1-1.3 моль/моль ДЭА (против 0.3-0.4 для МЭА-процесса). Однако несмотря на высокую степень насыщения растворителя в SNPA-ДЭА процессе поглотительная способность раствора ДЭА меньше, чем МЭА раствора. Это объясняется тем, что моноэтаноламин имеет более низкую молекулярную массу, а значит, при одинаковой массовой концентрации он имеет большую абсорбционную емкость.

Достоинства процесса: обеспечивается тонкая очистка газа от  $\text{H}_2\text{O}$  и  $\text{CO}_2$  в присутствии  $\text{COS}$   $\text{CS}_2$  (продукты реакции диэтанолamina с  $\text{COS}$   $\text{CS}_2$  гидролизуются при регенерации растворителя до  $\text{CO}_2$   $\text{H}_2\text{S}$ ); раствор диэтанолamina химически стабилен в условиях процесса, легко регенерируется, имеет низкое давление насыщенных паров; технологическое и конструктивное оформление процесса отличается простотой и высокой надежностью при правильной эксплуатации установки; абсорбция проводится при температуре на 10-20 °C выше, чем в МЭА – процессе, что позволяет предотвратить интенсивное вспенивание содержанием тяжелых углеводородов (или при попадании в раствор жидких углеводородов).

Недостатки процесса: низкая поглотительная способность растворителя, высокие удельные расходы абсорбента и эксплуатационные затраты; некоторые примеси, содержащиеся в сырых газах, частично ( $\text{CO}_2$ ) или полностью ( $\text{HCN}$ ) взаимодействуют с растворителем с образованием не регенерируемых соединений; низкое извлечение меркаптанов и других сераорганических соединений.

Технологические схемы МЭА и ДЭА процессов практически не отличаются, за исключением узла очистки раствора от не регенерируемых соединений. На установках ДЭА очистки их удаляют путем фильтрации раствора (через фильтры пропускают до 10% циркулирующего раствора). На установках МЭА очистки для этих целей используют дистилляцию и фильтрацию (до 4% раствора циркулирует через эту систему).

**Процесс Адип.** В качестве растворителя используется водный раствор диизопропаноламина (ДИПА)-содержание в нем активного вещества может достигать 40%. С помощью этого растворителя обеспечивается тонкая очистка газа от сероводорода (до 1,5 мг/м<sup>3</sup>), диизопропаноламин может одновременно очищать газ от диоксида углерода,  $\text{COS}$  и  $\text{RSR}$ . Активность раствора ДИПА по отношению к  $\text{CO}_2$  ниже, чем раствора МЭА. в процессе очистки извлекается до 40-50 %  $\text{COS}$   $\text{RSR}$ . При взаимодействии диизопропаноламина с  $\text{CO}_2$   $\text{COS}$   $\text{RSR}$  образуются легко регенерируемые соединения, поэтому

разложение ДИПА от взаимодействия с серо- и кислородсодержащими соединениями значительно меньше, чем в МЭА-процессе (расход пара на регенерацию раствора ДИПА в 2 раза меньше, чем в МЭА-процессе и составляет примерно 1 кг/м<sup>3</sup> кислых газов

Растворимость углеводородов в процессе Адип невелика, поэтому содержание их в кислых газах не превышает 0,5% об. В случае применения ДИПА оборудование установок очистки газа может быть изготовлено из углеродистов стали. Технологические схемы МЭА очистки и процесса Адип практически не отличаются друг от друга, поэтому установки моноэтаноламиновой очистки легко могут быть переведены на работу с диизопропаноламином. Ниже приведены некоторые технологические показатели работы одной из установок после замены МЭА на диизопропаламин.

	МЭА-процесс	Адип-процесс
Производительность по сырому газу, м3/ч	156,25	156,25
Объём циркулирующего раствора, м3/ч	1620	126
Содержание в очищенном газе:		
H <sub>2</sub> S мг/ч	5,7	5,7
CO <sub>2</sub> % об.	0,01	0,01
Поглощающая способность растворителя, м3 кислых газов на 1 м3 растворителя	30	41
Расход пара, т/ч	23	18,2

Процесс адип широко используют за рубежом для очистки природного и нефтяного газа, а также газов каталитических процессов нефтеперерабатывающих заводов.

**Процесс Эконамин.** В качестве растворителя используются водный раствор дигликольамина (ДГА) с концентрацией активного вещества 60-65% масс.(против 20-30% в ДЭА процессе.) С помощью этого растворителя достигается тонкая очистка газа от H<sub>2</sub>S (до 5,7 мг/м3) При взаимодействии дигликольамина с CO<sub>2</sub>, COS, CS<sub>2</sub> и меркаптанами образуются легко регенерируемые соединения (активность ДГА по отношению к CO<sub>2</sub> выше, чем МЭА).В процессе очистки обеспечивается высокое извлечение CO<sub>2</sub>, COS, CS<sub>2</sub> и легких меркаптанов. Степень насыщения раствора ДГА может достигать 40-50 л кислых газов на 1 л раствора (вместо 30-35 л/л при МЭА очистке.)

Процесс рекомендуется применять при содержании кислых газов в исходном сырье 1,5-8%. О растворимости углеводородов в ДГА и коррозионной активности рабочего раствора дигликолямина существуют противоречивые сведения (37,38). Однако, исходя из имеющихся данных, можно считать, что по этим показателям ДГА не уступает МЭА и ДЭА растворам. Насыщенный раствор дигликолямина рекомендуют регенерировать под вакуумом 13-17 кПа и температуре низа регенератора 160-170°C. Технологические смеси и режимы моноэтаноламиновой и дигликоляминовой очистки примерно одинаковы. Замена МЭА на ДГА позволяет уменьшить удельные расходы абсорбента и теплоэнергетические затраты на 25-40%. Ниже приведены некоторые технологические показатели очистки газа от сероводорода с помощью МЭА (ДЭА) и ДГА (H<sub>2</sub>S в исходном газе содержалось около 5% об.):

	МЭА+ДЭА	ДГА
Производительность по сырому газу, тыс. м <sup>3</sup> /ч	142,9	142,9
Объём циркулирующего растворителя, м <sup>3</sup> /ч	163	126
Поглощающая способность растворителя, м <sup>3</sup> /ч	30	41
Содержание в очищенном газе		
H <sub>2</sub> S, мг/м <sup>3</sup>	5,7	5,7
CO <sub>2</sub> % об.	0,01	0,01
Потери растворителя (разложение, унос и др.), м <sup>3</sup> /год	(ДЭГ-35,6% МЭА-64,4%)	

В 1965 г. дигликолямин впервые был применен на промышленной установке для очистки сероводородсодержащего газа; в 1974 г. В США этот растворитель использовали на 34 технологических установках.

### 2.3. Очистка газа физическими и комбинированными растворителями

Применяемые абсорбенты имеют низкую теплоту растворения и характеризуются высокой поглотительной способностью по отношению к кислым газам и другим «нежелательным» компонентам, которая существенно

зависит от парциального давления их в условиях абсорбции. при низких парциальных давлениях растворители имеют крайне низкую абсорбционную способность. При парциальном давлении 5МПа и более физические растворители имеют значительные преимущества по сравнению с химическими абсорбентами, с ростом этого давления преимущества возрастают. Специалисты фирмы Флюор Корпорейшен считают, что физическая абсорбция может быть эффективной при более низких парциальных давлениях, если процесс абсорбции проводить при низких температурах ( $-70^{\circ}\text{C}$  и ниже) .

Все физические абсорбенты растворяют сероводород и  $\text{CO}_2$ , однако эффективность каждого из них по отношению к сероводороду и  $\text{CO}_2$  неодинакова, поэтому одни абсорбенты выгодно использовать для извлечения  $\text{CO}_2$ , другие-для извлечения  $\text{H}_2\text{S}$ , третьи-для селективного (преимущественного) извлечения одного из них в присутствии другого компонента.

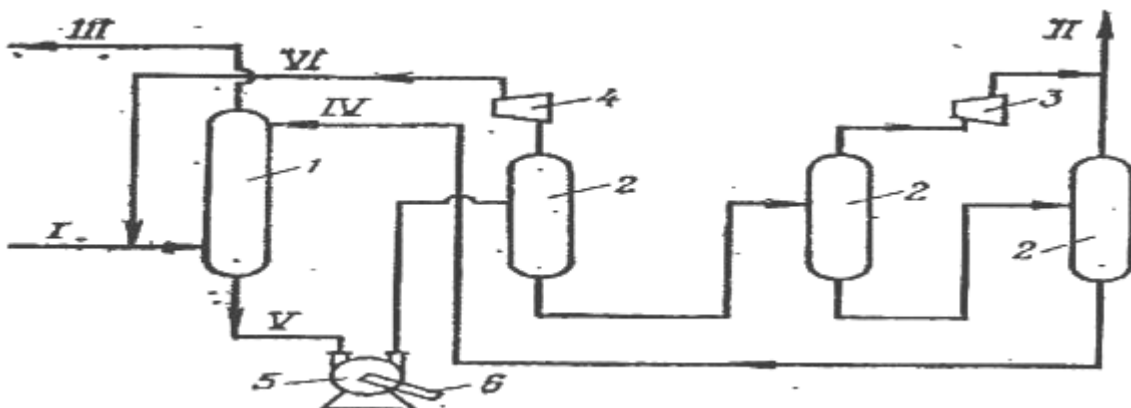
**Процесс Флюор.** В качестве абсорбента широко используют пропиленкарбонат, который имеет следующие физические свойства:

Температура, $^{\circ}\text{C}$		Молекулярная масса	102
кипения	242	Вязкость при	
плавления	-49	$18^{\circ}\text{C}$ , мД/с	$6,64 \cdot 10^{-6}$
Плотность при $20^{\circ}\text{C}$		Давление насыщенных	
кг/м <sup>3</sup>	1200	паров при $27^{\circ}\text{C}$ , Па	0,666

Пропиленкарбонат хорошо растворяет сероводород  $\text{CO}_2$ , COS,  $\text{CS}_2$ , RSH и углеводороды, он обладает слабым коррозионным действием по отношению к обычным углеродистым сталям, химически стабилен в условиях процесса, имеет низкое давление насыщенных паров.

Процесс разработан фирмой Флюор. Первая промышленная установка построена в США в 1960 г. Для очистки природного газа от  $\text{CO}_2$  (45% об.) и  $\text{H}_2\text{S}$  ( $70 \text{ мг/м}^3$ ). Содержание кислых компонентов в очищенном газе составляло:  $\text{CO}_2$  2% об.,  $\text{H}_2\text{S}$   $-5,7 \text{ мг/м}^3$  (мощность установки 2,3 млрд. м<sup>3</sup>/год). Процесс Флюор можно использовать для очистки природных, нефтяных и технологических сухих газов с повышенным содержанием  $\text{CO}_2$  и

низким отношением  $\text{H}_2\text{S} : \text{CO}$ . Наиболее благоприятные условия обеспечиваются при суммарном парциальном давлении кислых компонентов в исходном сырье более 0,4 МПа. Абсорбцию проводят в интервале от 0 до  $-6^\circ\text{C}$  (охлаждение обеспечивается за счёт аммиачного холодильного цикла). Регенерацию абсорбента осуществляют, как правило, без подвода тепла путем ступенчатого снижения давления - для этого на установке имеется несколько сепараторов.



**Рис. 2.2. Технологическая схема процесса Флюор.**

1-абсорбер; 2-сепаратор; 3-турбодетандер; 4 – компрессор; 5-гидравлическая турбина; 6-привод. I- сырой газ; II- кислый газ; III- очищенный газ; IV-регенерированный абсорбент; V- насыщенный абсорбент; VI- рециркулянт-газ.

Экспансерный газ, выходящий после первого сепаратора, компримируют и вместе с исходным сырым газом направляют в абсорбер, так как в нем содержится значительное количество углеводородов и кислых компонентов. Такой газ не может быть использован в качестве сырья на установках по производству серы, или в качестве топлива. В процессах Флюор энергия насыщенного абсорбента, которая производится при дросселировании раствора, используется в гидротурбине для привода насоса, перекачивающего регенерированный абсорбент (потери абсорбента составляют  $16\text{ г}/1000\text{ м}^3$  сырого газа). Принципиальная технологическая схема процесса Флюор приведена на рис 2.2

**Процесс Селексол.** В качестве абсорбента используется демитиловый эфир полиэтиленгликоля (ДМЭПЭГ), который имеет следующие физико-химические свойства:



Температура, °C	
Кипения	151
плавление	От 22 до 29
Плотность при 25°C, Па·с	1000
Молекулярная масса	280
Вязкость при 25°C, Па·с	5,8·10 <sup>-3</sup>
Давление насыщенных паров при 25°C, Па	1,33
Теплоёмкость при 25°C, кДж/(кг·К)	2,43

Этот растворитель не токсичен, химически стабилен в условиях процесса, не пенится, не обладает коррозионной активностью, легко разлагается при биологической очистке сточных вод, обладает высокой селективностью и обеспечивает избирательное извлечение сероводорода в присутствии CO<sub>2</sub> (при 20°C и 0,1 МПа растворимость °C в 10 раз выше чем CO<sub>2</sub>).

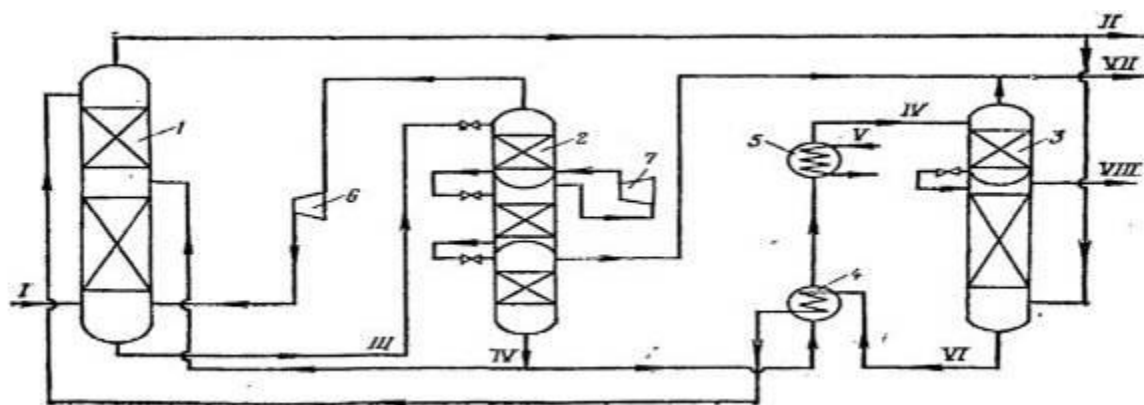
Процесс Селексол разработан фирмой Эллайд Кемикл Корпорейшен в конце 60-х годов. Первая установка построена для очистки искусственного углеводородного газа с высоким содержанием CO<sub>2</sub> и небольшим содержанием сероводорода. В 70-х годах процесс был использован для тонкой очистки природных газов со средним и высоким содержанием сероводорода и CO<sub>2</sub> (с помощью этого процесса извлекается до 97% сероводорода и 85% диоксида углерода). Растворяющая способность диметилового эфира полиэтиленгликоля по отношению к различным веществам возрастает следующим образом:



Отсюда видно, в частности, что ДМЭПЭГ наряду с кислыми компонентами хорошо растворяет углеводороды. Это ограничивает область применения процесса – без предварительного извлечения тяжелых углеводородов он может использоваться только для очистки сухих газов.

Растворитель ДМЭПЭГ обладает высокой селективностью и обеспечивает избирательное извлечение сероводорода в присутствии CO<sub>2</sub>. Указанная особенность имеет важное практическое значение, так как в этом случае, используя две степени очистки, можно получить на первой ступени хорошее сырьё для производства серы (кислые газы будут иметь высокую концентрацию H<sub>2</sub>S) и на первой ступени хорошее сырьё для производства

товарного диоксида углерода. Поэтому процесс Селексол может оказаться достаточно эффективным при необходимости одновременного производства обоих продуктов. Эффективность процесса возрастает с увеличением рабочего давления и содержания сероводорода и  $\text{CO}_2$  в исходном газе (при 15,6 °С и 6,9 МПа растворимость  $\text{H}_2\text{S}$  в 9,6 раза выше, чем  $\text{CO}_2$ ). Процесс Селексол обладает высокой гибкостью - содержание кислых компонентов может изменяться в исходном газе в широких пределах без ухудшения качества очистки. Расход абсорбента – примерно 1 м<sup>3</sup> на 1000 м<sup>3</sup> исходного сырого газа. При очистке газа по методу Селексол  $\text{CS}_2$  извлекается, как правило, не более 50%. Технологический режим процесса абсорбции на установках Селексол: температура колеблется на разных объектах от 10 до 15°С, давление поддерживается, как правило, в пределах 6,8 – 7 МПа.



**Рис. 2.3. Технологическая схема процесса Селексол:**

1-абсорбер; 2-регенератор I ступени; 3- регенератор II ступени; 4-теплообменник; 5-паровой подогреватель; 6,7-компрессоры; I-сырой газ; II-очищенный газ; III-насыщенный газ; IV-частично регенерированный газ; V-водяной пар; VI-регенерированный абсорбент; VII-кислые и другие газы на производство серы; VIII-газ регенерации на топливо.

Регенерация абсорбента при грубой очистке газа осуществляется без подвода тепла путём многоступенчатого снижения давления в системе. При тонкой очистке газа (например, до содержания  $\text{CO}_2$  0,5% об. и менее), регенерацию осуществляют путем дросселирования давления и подвода тепла, а в некоторых случаях – для обеспечения глубокой отпарки извлекаемых компонентов – в кубовую часть отпарной колонны подают

воздух, природный или другой, инертных в данном случае газ. Энергию, которая получается при дросселирования раствора, используют для производства холода и привода насосов и компрессоров. Для реализации процесса Селексол требуются значительно меньшие эксплуатационные и капитальные затраты, чем для МЭА – процесса: эксплуатационные затраты снижаются на 30 %, капитальные – на 70 %.

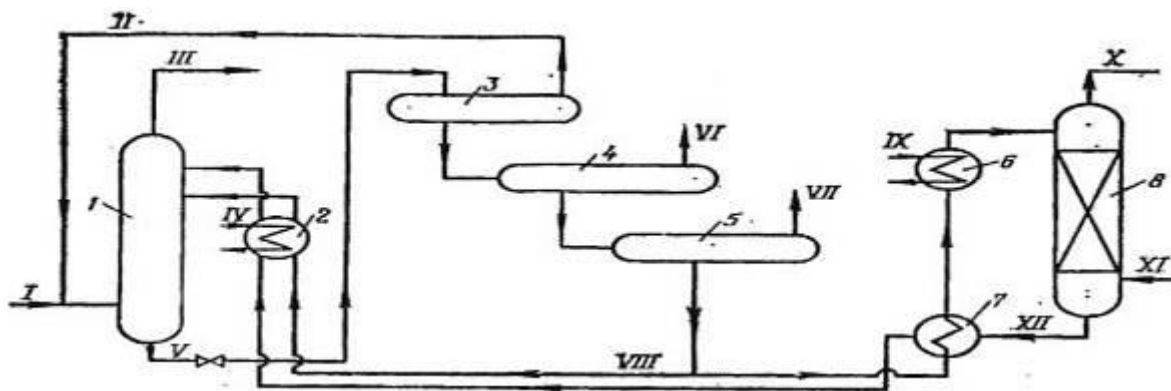
**Процесс Пуризол.** В качестве абсорбента используют N – метилпирролидон (NMP), который имеет следующие физико – химические свойства:

Температура, °C		Вязкость при 20° C , Па.с	1,87
кипения . . . . .	275	Давление насыщенных паров при 40° C , Па . . . . .	133,3
плавления . . . . .	24	Теплоёмкость при 20 °C, кДж / (кг. К) . . . . .	1,67
Плотность при 20 °C , кг/м <sup>3</sup>	1000		
Молекулярная масса . . . . .	99		

N- метилпирролидон не токсичен, хорошо растворяет сероводород, CO<sub>2</sub>, RSH и углеводороды, поглощает пары воды, не обладает коррозионным воздействием, химически стабилен, легко разлагается при биологической очистке сточных вод, характеризуется высокой селективностью и обеспечивает избирательное извлечение сероводорода в присутствии CO<sub>2</sub> (при 20° C и 0,1 МПа растворимость H<sub>2</sub>S в 10 раз выше , чем CO<sub>2</sub>). При наличии в системе жидких углеводородов N- метилпирролидон может вспениваться. В связи с высоким давлением насыщенных паров N- метилпирролидона потери его при отсутствии специальных мер, могут достигать значительной величины: для снижения потерь NMP очищенный газ промывают на установках Пуризол водой.

Процесс разработан фирмой Лурги. Первая промышленная установка построена в ФРГ в 1963 г. Для очистки природного газа от CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>S (производительность по газу – 50 тыс. м<sup>3</sup>/ч, по сере – 4,2 т/ч). Пуризол – процесс используется для грубой и тонкой очистки сухих газов от H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub> при различной их концентрации в исходном сырье, В связи с высокой селективностью растворителя NMP кислые газы установок Пуризол имеют

достаточно высокое соотношение  $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2$ , поэтому их можно использовать для производства серы по методу Клауса. В зависимости от содержания  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  и необходимой глубины очистки абсорбции кислых компонентов осуществляется на этих установках в одну или две ступени.



**Рис.2.4. Технологическая схема процесса Пуризол:**

1-абсорбер; 2-холодильник; 3,4,5-сепараторы высокого, среднего и низкого давления; 6,7-теплообменники; 8-отпарная колонна; I-сырой газ; II-циркуляционный газ с высоким содержанием  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$ ; III-очищенный газ; IV-хладоагент; V-насыщенный абсорбент; VI, VII-экспанзный газ на топливо; VIII-частично регенерированный абсорбент; IX-теплоноситель; X-кислые и другие газы; XI-природный газ(подаётся для улучшения отпарки  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$ ); XII-регенерированный абсорбент.

Технологический режим процесса абсорбции: температура исходного абсорбента  $20-28^\circ\text{C}$ , температура сырого газа колеблется на разных объектах от  $0$  до  $15^\circ\text{C}$ , давление поддерживают в пределах  $5-7,5$  МПа.

Регенерация абсорбента при грубой очистке газа осуществляется, как правило, без подвода тепла путем многоступенчатого снижения давления в системе, а при тонкой очистке газа (например, до содержания  $\text{H}_2\text{S}$   $5,7$  мг/м<sup>3</sup> и менее) путем дросселирования давления и подвода тепла. В некоторых случаях для обеспечения глубокой отпарки кислых компонентов растворитель регенерируют при низком остаточном давлении, а в кубовую часть колонны-регенератора подают интерный газ (азот, воздух и др). Экспанзный газ 1 ступени регенерации рециркулирует в системе, так как он состоит в основном из легких углеводородов и кислых компонентов. Очищенный газ, выходящий из абсорбера, содержит растворитель NMP, поэтому он поступает в специальную колонну, орошаемую водой, где из газа извлекается растворитель (после соответствующей регенерации водного раствора N-

метилпирролидон возвращается в систему). На рис.2.3. приведена принципиальная технологическая схема установки Пуризол, применяемая для очистки газа с высоким содержанием  $\text{H}_2\text{S}$  (4-34% об.) и сравнительно небольшим содержанием  $\text{CO}_2$  (6-11% об.) Блок водной промывки очищенного газа на схеме не приводится.

В 1978 г на Новочеркасском заводе синтетических продуктов введена в действие первая отечественная установка Пуризол, предназначенная для тонкой очистки природного газа от меркаптанов (71). Содержание меркаптанов в исходном газе-80-250  $\text{мг/м}^3$ , в очищенном газе-1-2  $\text{мг/м}^3$  (в расчете на серу). Основные показатели процесса:производительность по газу 36 тыс.  $\text{м}^3/\text{ч}$ ; объём циркулирующего растворителя 20-30  $\text{м}^3/\text{ч}$ ; давление в абсорбере 1,0 МПа; температура растворителя на входе в абсорбер 30-35 °С ; давление в десорбере 0,5 МПа; температура низа десорбера 130-140 °С. (Растворитель регенерируют в насадочном колонном аппарате) В низ десорбера для улучшения отпарки меркаптанов подают водяной пар или очищенный природный газ. Расход пара до 2,5т/ч, расход растворителя (потери, унос и др.)- менее 0,1 кг/1000  $\text{м}^3$  газа. Диаметр абсорбера 2,7 м, высота 2,6 м. Общее число тарелок в абсорбере 30, из них 5 тарелок находится в верхней секции, предназначенной для улавливая растворителя, который уносится очищенным газом из основной абсорбционной секции.Диаметр десорбера 1,2 м, высота 1,7 м.

**Процесс Сульфинол.** В качестве абсорбента используют смесь водного раствора диизопропаноламина с сульфолана (циклотетраметилсульфон), названную сульфинолом; 30% диизопропаноламина (этот компонент получил наибольшее применение), 64% сульфолана и 6% воды. Состав абсорбента может изменяться в зависимости от качества исходного газа. Физико-химические свойства диизопропаноламина и сульфолана приводятся ниже.

Сульфинол хорошо растворяет  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{RSH}$ ,  $\text{COS}$ ,  $\text{CS}_2$  и углеводороды; он химически и термически стабилен, имеет низкую теплоемкость и давление насыщенных паров, может быть использован для комплексной очистки сухих

газов от «нежелательных» серо-и кислородсодержащих соединений, позволяет производить тонкую очистку газов от меркаптанов и от сероуглерода одновременно (степень извлечения меркаптанов 95%); при взаимодействии с  $\text{CO}_2$  сульфинол незначительно деградирует с образованием диизопропанол - оксазолонда, который имеет щелочную реакцию и хорошо растворяет кислые газы (допустимое содержание его в абсорбенте 10 %).

	Диизопропаноламин	Сульфола
Температура, °C		
Кипения	248	288
Застывания	42	8-10
Плотность при 25°C, кг/м <sup>3</sup>	----	1,27
Молекулярная масса	133,2	
Вязкость, Па·с	0,192(при 48°C)	0,99(при 25°C)
Давление насыщенных паров при 20°C, Па	1,33	----

Наличие в сыром газе  $\text{CO}_2$  не приводит к большим потерям сульфинола - на промышленных установках разложение сульфинола в 4-8 раз меньше, чем моноэтаноламина. Продукты разложения легко удаляются из системы в результате того, что до 0,05% регенерируемого раствора подвергается специальной очистке. Поглощающая способность сульфинола примерно в 2 раза выше, чем раствора моноэтаноламина.

**Таблица 2.2. Эффективность очистки природных газов различного состава сульфинол (давление в абсорбере 7 Мпа, температура 43°C)[67]**

Показатели	Газ А	Газ В	Газ Д
Производительность по сырому газу тыс. м <sup>3</sup> /ч	2,83	2,83	2,83
Расход абсорбента, л/м <sup>3</sup> сырого газа	2,85	3,36	
Состав сырого газа, % об.			4,58
H <sub>2</sub> S	0,65	20,1	
CO <sub>2</sub>	8,73	2,0	51,5
CH <sub>4</sub>	87,9	71,5	3,5
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,35	2,0	25,8
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	---	1,7	3,2
ΣC <sub>4</sub>	---	1,1	1,6
ΣC <sub>5+высшие</sub>	---	0,2	----
N <sub>2</sub>	2,37	1,4	8,6
	0,07	10,0	14,7

Соотношение $H_2S:CO_2$ в сыром газе	68,7	167,2	192,4
Содержание в сыром газе, $mg/m^3$	48,1	34,3	71,0
COS			
RSH			
Содержание в очищенном газе	1	1	1
$CO_2$ %, об.	5,7	5,7	5,7
$H_2S$ , $mg/m^3$	1	1	1
COS и RSH, $mg/m^3$	33	67	12
Концентрация кислых газов в насыщенном абсорбенте, $m^3/m^3$	93	127	132
Расход пара на регенерацию абсорбента, $kg/m^3$ абсорбента			

Процесс разработан фирмой Шелл (США). Первая промышленная установка введена в действия в США в 1964 г. Для очистки природного газа от сероводорода и  $CO_2$ . Сульфинол-процесс может быть использован для комплексной очистки сухих газов от сероводорода  $CO_2$ , RSH, COS,  $CS_2$  и при различной их концентрации в исходном сырье.

Наиболее высокие показатели обеспечиваются при соотношении кислых компонентов в газе  $H_2S:CO_2 \geq 1$  и парциальном давлении их 7-8 МПа. Степень насыщения сульфинола может достигать 85%, что в несколько раз превышает степень насыщения раствора моноэтаноламина. Поэтому для реализации процесса сульфинол требуется меньше циркуляция раствора и соответственно более низкие эксплуатационные затраты. Сравнивая эффективность этих двух растворителей, необходимо отметить, что сульфинол в отличие от раствора моноэтаноламина обладает высокой поглотительной способностью не только при низких, но и при высоких парциальных давлениях  $H_2S$  и  $CO_2$ . При низких парциальных давлениях они примерно равноценны, а при высоких - сульфинол значительно превосходит моноэтаноламин. Ниже приведены данные, характеризующие эффективность использования этих растворителей, которые были получены при переводе одной из установок по очистке природного газа в штате Техас (США) с моноэтаноламина на сульфинол.

	МЭА*	Сульфинол
Производительность по сырому газу, тыс. $m^3/ч$	28,75	41,25
Расход абсорбента, $л/m^3$ сырого газа	2,23	1,84

м <sup>3</sup> /ч	64	76
Состав сырого газа, % об.		
H <sub>2</sub> S	1,6	1,6
CO <sub>2</sub>	6,9	6,9
CH <sub>4</sub>	81,57	81,57
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,82	5,82
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,85	1,85
ΣC <sub>4</sub>	1,03	1,03
ΣC <sub>5+высшие</sub>	0,73	0,73
N <sub>2</sub>	0,5	0,5
Соотношение H <sub>2</sub> S и CO <sub>2</sub> в сыром газе	0,23	0,23
Соотношение в сыром газе, млн-1		
RSH	19	19
COS	7	7
Содержание в очищенном газе млн-1		
H <sub>2</sub> S 13,	7	2,3-13,7
CO <sub>2</sub> (% об.)	0,1	Нет данных
RSH	Нет данных	То же
COS	То же	>>
Содержание углеводородов в кислых газах, % об.	>>	1,9**
Концентрация кислых газов в насыщенном абсорбенте, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> абсорбента	33,5	45
*Использовался 22%-ный раствор МЭА		
**В том числе 95% ароматический углеводородов содержащихся в исходном сыром газе		

Из этих данных следует в частности, что даже при небольшом содержании в газе H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub> более выгодно использовать процесс Сульфинол. Для реализации этого процесса требуются меньшие эксплуатационные и капитальные затраты (общий расход пара снижается по сравнению с с МЭА-очисткой в 2 раза, капитальные вложения-в 1,3 раза). Практика показывает, что оборудование и установки, предназначенные для МЭА- очистки, можно легко приспособить для проведения процесса Сульфинол. При этом производительность установок может быть значительно увеличена. Технологические схемы и режимы процессов Сульфинл и МЭА – очистки не различаются между собой. В процессе Сульфинол давление в абсорбере определяется, как правило, давлением поступающего газа-чем выше давление, тем эффективнее протекает процесс очистки; особенно большой эффект от повышения давления достигается при высоком содержании H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub> в исходном сырье.

**Таблица 2.3. Влияние давления и состава газа на кратность циркуляции абсорбента в процесса Сульфинол (составы приведены в табл.2.2)**



Давление, МПа	Кратность циркуляции абсорбента при очистке газа различного, л/м <sup>3</sup>		
	Газ А	Газ В	Газ Д
0,7	3,9	6,43	12,5
3,5	2,98	3,9	6,38
7,0	2,88	3,4	4,58

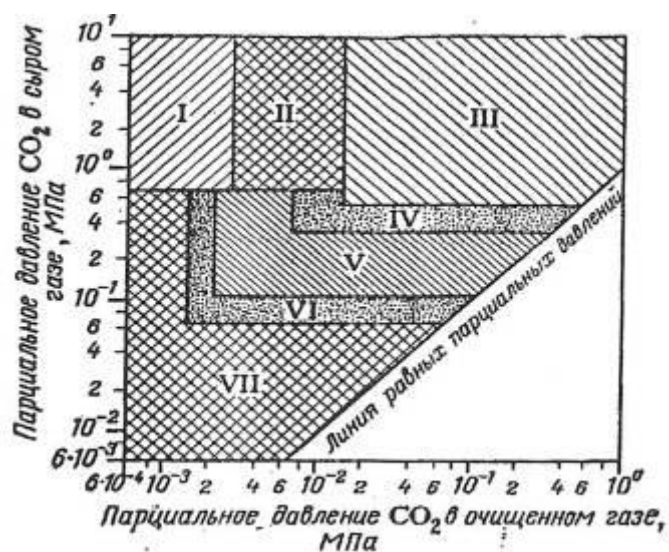
Сырой газ растворитель подают в абсорбер при положительных температурах (30-50°C), растворитель регенерируют в две ступени- в сепараторе путем снижения давления и в колонне путем подвода тепла (давление 0,17 МПа, температура в нижней части колонны 65-70°C).

#### **2.4.Выбор растворителя для очистки газа от сероводорода и диоксида углерода**

В результате обобщения опыта работы промышленных установок специалисты фирмы Флюор Корпорейшен разработали диаграммы для процессов очистки газа от H<sub>2</sub>S и (или ) CO<sub>2</sub> (рис. 2.5-2.8.). рабочие площади на этих рисунках очерчивают области применения процессов очистки газа при различных парциальных давлениях H<sub>2</sub>S и (или ) CO<sub>2</sub> в сыром и очищенном газах. Все диаграммы составлены применительно к условиям очистки газа, в составе которого имеется только H<sub>2</sub>S и (или ) CO<sub>2</sub>, т.е. они отражают наиболее простые варианты, встречающиеся в практике. Однако, зная характер других примесей и возможные последствия от взаимодействия их с растворителями, эти диаграммы можно использовать и для ориентировочного выбора процесса очистки газа более сложного химического состава (выбранный таким образом вариант может быть положен в основу детального технико-экономического анализа).

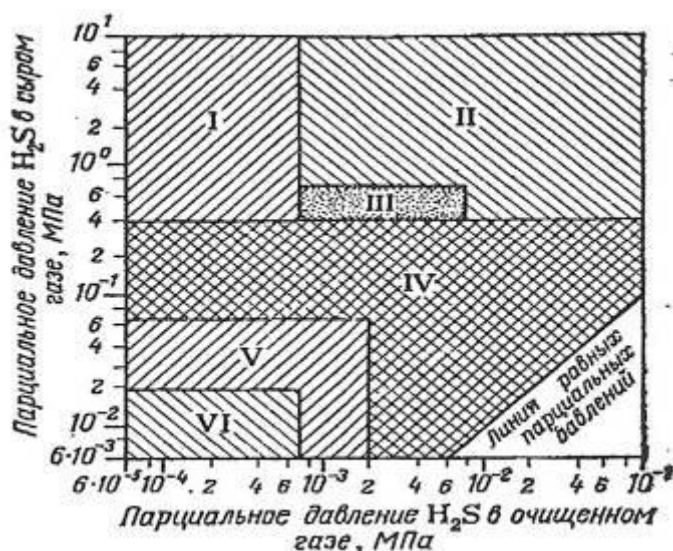
**1. Очистка газа от CO<sub>2</sub> в отсутствие H<sub>2</sub>S (см.рис.2.5.).** Такой случай может быть при переработке природного и других газов. Из диаграммы следует в частности, что при низких парциальных давлениях диоксида углерода в сыром газе (до 0,07 МПа) целесообразно использовать алконоламиновые растворители; при парциальных давлениях от 0,07 до 0,7 МПа – алканоламиновые абсорбенты, горячий поташ или физические

растворители; при парциальном давлении более 0,7 МПа – физические растворители, комбинации их с аминами или горячим поташем.



**Рис.2.5. Диаграмма для выбора процесса очистки газа от CO<sub>2</sub> в присутствии H<sub>2</sub>S:**

I-физические растворители плюс амины; II-физические растворители или физические растворители плюс амины или горячий поташ; III- физические растворители; IV- физические растворители или активированный поташ; V- активированный горячий поташ или ингибированные концентрированные амины; VI- активированный поташ или амины; VII-амины.

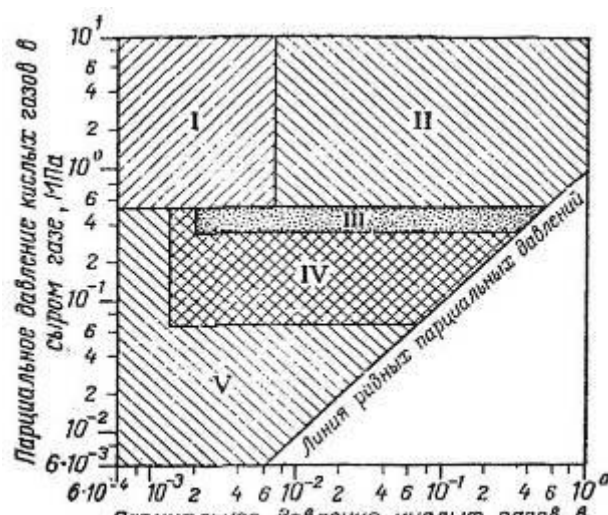


## Рис.2.6. Диаграмма для выбора процесса очистки газа от $H_2S$ в отсутствие $CO_2$ :

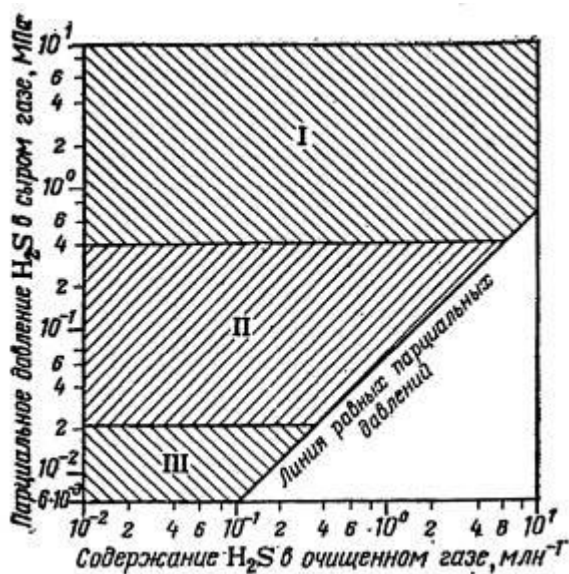
I-процессы Эконамии, Селексол, Сульфинол или диэтанолами высокой степени насыщения; II-физические растворители; III- физические растворители или процесс Сульфинол; IV-диизопропанолами, процессы Эконамии, Сульфинол или диэтанолами высокой степени насыщения; V-амины: процессы Стретфорд, Сульфинол или Ветрококк- $H_2S$ ; VI-процессы Стретфорд или Ветрококк- $H_2S$ .

2. Очистка газа от  $H_2S$  в отсутствие в газе  $CO_2$  (см.рис. 2.6.). Такая проблема встречается при переработке природного, нефтяного и других газов. Из диаграммы следует в частности, что при низких парциальных давлениях сероводорода в сыром и очищенном газе рекомендуются процессы Стретфорд и Ветрококк- $H_2S$ ; при средних парциальных давлениях первое место начинают занимать алканоламиновые процессы; при парциальных давлениях более 0,4 МПа рекомендуются в основном физические растворители или комбинации их с другими абсорбентами.

3. Очистка газа от  $H_2S$  и  $CO_2$  (см.рис.2.7.) Наличие  $H_2S$  и  $CO_2$  вносит в решение задачи определенные трудности, так как при выборе растворителя необходимо обеспечить требуемую степень очистки газа и благоприятное соотношение  $H_2S$  и  $CO_2$  в кислых газах, предназначенных для производства серы на установках Клауса. Поэтому в данном случае при выборе растворителя могут быть определенные отклонения от варианта, приятного по представленной на рис. 2.7. диаграмме. Следовательно, при наличии в газе  $H_2S$  и  $CO_2$  даже на предварительной стадии выбора процесса требуется определенная аналитическая работа, связанная с поиском приемлемого варианта.



**Рис.2.7. Диаграмма для выбора процесса очистки газа от  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$ :**  
 I-процессы Экономии, Селексол или диэтаноламины высокой степени насыщения; II- физические растворители; III- физические растворители или процесс Эконамии; IV- активированный горячий поташ, процесс Сульфинол или Амины; V-амины или процесс Сульфинол.



**Рис.2.8. Диаграмма для выбора процесса селективного извлечения из газа  $\text{H}_2\text{S}$  при наличии  $\text{CO}_2$ :**

I-процессы Ректизол или Селексол; II-раствор диизопропаногламина; III-процессы Стретфорд или Ветрококк-  $\text{H}_2\text{S}$ (или раствор диизопропаноламина).

Из рис.2.7. следует в частности, что при низких парциальных давлениях  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  в сыром газе (до 0,065 МПа) рекомендуется использовать алканоминовые растворители или процесс Сульфинол. Начиная от 0,065 до 0,55 МПа для очистки газов целесообразно использовать также активированный горячий поташ, физические растворители и процесс Эконамин. При парциальном давлении  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$  в сыром газе более 0,55 МПа рекомендуются процессы Экономии и Селексол, а также процессы, в которых используются диэтаноламин и физические растворители.

**4. Селективное извлечение из газа  $\text{H}_2\text{S}$  в присутствии  $\text{CO}_2$  (см.рис. 2.8.).**

такой случай встречается довольно часто- при тонкой очистке газа от сероводорода с низким соотношением  $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2$  и необходимости получения кислых газов с высоким соотношением  $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2$  на первой ступени и низким соотношением этих компонентов на второй ступени очистки (в этом случае кислые газы первой ступени предназначаются для производства серы, а кислые газы второй ступени- для производства товарного диоксида углерода). Из. рис.2.8. следует в частности, что при низких парциальных давлениях кислых газов в исходном сырье процессы Стретфорд и Ветрококк обеспечивают тонкую очистку газа. Однако в связи с известными их недостатками более рационально использовать для этих целей процесс Адип (растворитель диизопропаноламин), область применения которого распространяется от низких до средних парциальных давлений (до 0,04 МПа)- при более высоких парциальных давлениях рекомендуется использовать процессы Ректизол и Селексол.

### Глава III. Эксплуатация сероочистной установки (СОУ) Учкыр

Сероочистная установка (СОУ) Учкыр разработана и спроектирована институтом «ВНИПИГаздобыча» г. Саратов в 1972 году, введена в эксплуатацию в 1979 г. Реконструкция СОУ Учкыр произведена по проекту ОАО «УзЛИТИнефтваз» в 2006 г.

СОУ Учкыр предназначена для очистки от кислых компонентов малосернистого газа, очистка достигается химабсорбцией  $H_2S$  и  $CO_2$  в аппарате колонного типа 25-30%-ным водным раствором метилдиэтанолamina (МДЭА), обеспечивающим (при соблюдении в абсорбере соответствующих условий) проведение селективной абсорбции сероводорода в присутствии двуокиси углерода (углекислоты). В результате сероводород из сырьевого газа практически извлекается полностью, а двуокись углерода – частично.

Проектная производительность реконструируемой СОУ составляет  $1,0 \cdot 10^9 \text{ м}^3/\text{у}$  по газу ( $125000 \text{ м}^3/\text{ч}$  при  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  и  $1,033 \text{ кгк/см}^2$ ) - три технологические нитки (две рабочие и одна резервная) производительностью  $500 \cdot 10^6 \text{ м}^3$  в год каждая.

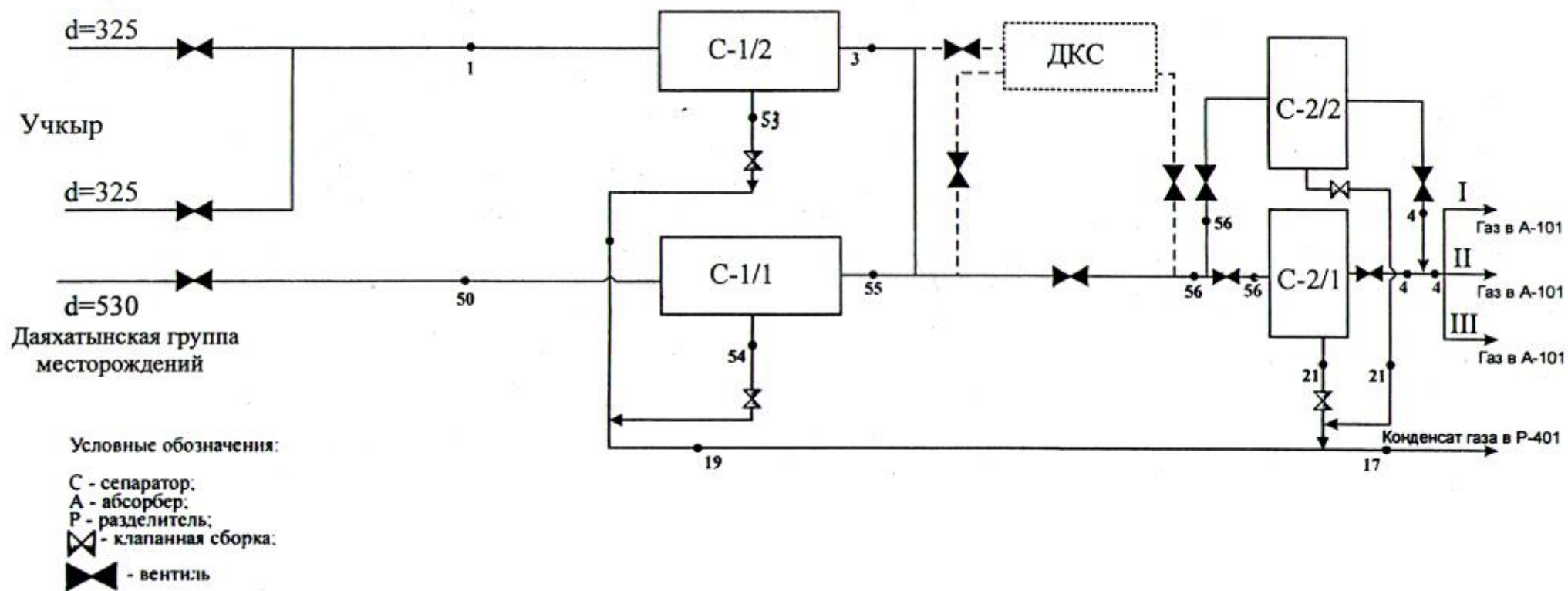
СОУ Учк

ыр является взрыво-пожароопасным объектом.

В соответствии с принятой технологией в состав производства СОУ входят:

- блок предварительной сепарации – горизонтальные сепараторы С-1 и вертикальные сепараторы С-2;
- блок абсорбции – абсорберы А-101, выветриватели С-102, теплообменники «раствор-раствор» Т-101, емкость регенерированного раствора амина Е-102, центробежный насос подачи раствора Н-1;
- блок десорбции – десорберы Д-101, испарители И-101, буферная емкость регенерированного раствора амина Е-101, аппараты воздушного охлаждения регенерированного раствора АВО-102;
- блок сепарации кислых газов – сепараторы кислых газов С-103, аппараты воздушного охлаждения кислых газов АВО-103, центробежный насос Н-2;

## Принципиальная технологическая схема подключения к СОУ Учкыр (и в перспективе к ДКС) месторождения Учкыр и месторождения Даяхатынской группы



- блок сепарации очищенного газа вертикальный – сепаратор С-201, аппарат воздушного охлаждения очищенного газа АВО-101, теплообменник «газ-вода» Т-102 ;
- блок подготовки газового конденсата – разделители Р-302, Р-401, емкость Е-401.
- блок фильтрации регенерированного раствора амина – фильтры Ф-1, Ф-2, Ф-3, центробежный насос Н-3;
- вспомогательное оборудование.

### 3.1. ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОДУКЦИИ

На СОУ Учкыр получают два вида продукции:

- очищенный газ горючий природный, подаваемый в газопровод, компонентный состав которого приведен в таблице 1. Техническая характеристика газа горючего природного, подаваемого в газопровод, приведена в таблице 2;
- частично выветренный нестабильный газовый конденсат.

Очищенный газ по газопроводу диаметром 1020 mm направляется до головных сооружений Газли (в летний период на закачку в ПХГ Газли, в зимний период – на вход ДКС Газли).

Частично выветренный нестабильный газовый конденсат с емкости Е-401 направляется в конденсатный парк, где подвергается окончательной дегазации. Стабильный конденсат из конденсатного парка вывозится на нефтеналивную эстакаду железнодорожной станции Амирабад.

Газы горючие природные по токсикологической характеристике относятся к веществам IV класса опасности по ГОСТ 12.1.007, не оказывают токсического действия на организм человека, но при концентрациях, снижающих содержание кислорода в атмосфере до 15-16 %, вызывают удушье.

ПДК углеводородов природного газа в воздухе рабочей зоны  $300 \text{ mg/m}^3$  в пересчете на углерод – по ГОСТ 12.1.005.



Периодичность анализа воздуха в рабочей зоне – по ГОСТ 12.1.005.

Газы горючие природные относятся к группе веществ, образующих с воздухом взрывоопасные смеси. Категория взрывоопасности смеси – II А по ГОСТ 30852.11. Группа взрывоопасной смеси – Т I по ГОСТ 30852.5.

Концентрационные пределы воспламенения (по метану) в смеси с воздухом в объемных процентах: нижний – 5, верхний – 15: для природных газов конкретного состава концентрационные пределы воспламенения определяют по ГОСТ 12.1.044.

Конденсат газовый является жидким горючим продуктом и по токсикологической характеристике относится к веществам IV класса опасности по ГОСТ 12.1.007.

Пары конденсата образуют с воздухом взрывоопасные смеси. Область воспламенения паров конденсата в воздухе: нижний предел – 1,4 %, верхний – 8 % по объему. Температура вспышки паров конденсата ниже 0 °С, температура самовоспламенения выше 380°С.

– Состав и параметры природного газа, подаваемого в газопровод

**Таблица 3.1. Компонентный состав природного газа, подаваемого в газопровод**

Наименование показателя	Значение
1 Компоненты, % об.	
CH <sub>4</sub>	94,04
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,08
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,71
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,14
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,18
C <sub>5+высш</sub>	0,35
N <sub>2</sub>	0,44
CO <sub>2</sub>	1,06
H <sub>2</sub> S	-
Итого	100
2 Молекулярный вес газа	17,406
3 Плотность газа при 20°С и 760 mm Hg, kg/m <sup>3</sup>	0,7261

*Примечание: Данные приведены на основании результатов газоконденсатных исследований от 6.05.09, проведенных ОАО «Нефтегазисследование»*

**Таблица 3.2. Техническая характеристика газа горючего природного, подаваемого в газопровод**

Наименование показателей	Значение
1. Температура точки росы газа, по влаге, °С, не выше с 01.04. по 31.10.2011 с 01.11. по 31.03.2011	50 30
2. Температура точки росы газа, по углеводородам, °С, не выше с 01.04. по 31.10.2011 с 01.11. по 31.03.2011	50 30
3. Массовая концентрация сероводорода, g/m <sup>3</sup> , не более	0,007
4. Массовая концентрация меркаптановой серы, g/m <sup>3</sup> , не более	0,016
5. Объемная доля кислорода, %, не более	0,5
6. Массовая концентрация механических примесей, g/m <sup>3</sup> , не более	0,001

## **3.2. ХАРАКТЕРИСТИКА СЫРЬЯ И МАТЕРИАЛОВ**

### **3.2.1. Сырье**

Сырьем для СОУ Учкыр является продукция газовых скважин месторождения Учкыр и Даяхатынской группы (Даяхатын, Ходжиказган, Кульбешкак и Хаккуль), содержащая кроме газовой фазы жидкую в виде тяжелой части углеводородного конденсата и пластовой воды. В потоке продукции скважин содержатся также механические примеси.

Сырой сернистый горючий природный газ представляет собой многокомпонентную смесь углеводородов и незначительное количество неуглеводородных компонентов.

Состав пластового газа месторождений Кульбешкак, Ходжиказган и Учкыр приведен таблице 3.3.

Усредненный состав газа месторождений на входе СОУ Учкыр приведен таблице 3.4.

Пластовые воды XV горизонта месторождения Учкыр отличаются рассольной степенью минерализации (58-213 mg/l), относящиеся к хлор-кальциевому типу, с высоким содержанием кальция (до 28 mg/l) и большим содержанием микроэлементов йода (6-26 mg/l), брома (230-310 mg/l) и бора (91-106 mg/l).

В гидрогеологическом отношении юрские отложения рассматриваемой группы месторождений характеризуются как зона относительно застойного водного режима, к которой приурочены хлоркальциевые рассолы с общей минерализацией до 230,8 g/l, в том числе по хлору – 141,8 g/l.

**Таблица 3.3. Состав пластового газа месторождений Кульбешкак, Ходжиказган и Учкыр**

Мольная доля компонентов, %	Значение						
	Кульбешкак, пластовый газ XV-2	Ходжиказган, устьевой газ					Учкыр, пластовый газ XV-1 и XV-2
		XV- 1	XV- 2	XV- 3	XVI	XVIII	
CH <sub>4</sub>	92,32	92,62	91,21	93,42	91,93	83,28	90,41
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,44	2,93	3,38	2,5	4,08	7,5	2,92
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,99	0,72	0,79	0,72	0,92	2,85	1,07
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,43	0,32	0,41	0,32	0,38	1,19	0,36
C <sub>5</sub> H <sub>12+в</sub>	0,68	0,39	0,2	0,28	0,28	0,56	0,33
N <sub>2</sub>	0,54	1,12	1,54	0,9	1,04	1,81	1,25
H <sub>2</sub> S	Следы		0,06	0,08		0,18	1,4
CO <sub>2</sub>	0,6	1,8	2,41	1,78	1,37	1,73	2,25
Итого	100	99,9	100	100	100	99,1	99,9

**Таблица 3.4. Усредненный состав газа месторождений на входе СОУ Учкыр**

Мольная доля компонентов, %	Значение
CH <sub>4</sub>	90,812
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,884
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,981
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,439
C <sub>5</sub> H <sub>12+в</sub>	0,237
N <sub>2</sub>	0,919
H <sub>2</sub> S	0,45
CO <sub>2</sub>	2,051
H <sub>2</sub> O	0,227
Итого	100

### **3.2.2 Реагенты для очистки природного газа от кислых компонентов на СОУ Учкыр**

#### **Метилдиэтаноламин технический**

Для очистки природного газа от кислых компонентов на СОУ Учкыр используется МДЭА.

МДЭА – представляет собой горючую, маслянистую жидкость. Цвет от светло- до темножелтого, запах специфический, коррозионная активность и пенообразующие свойства аналогичны аминам типа ДЭА. Взрывоопасных смесей с воздухом не образует. По степени воздействия на организм человека относится к 3 классу опасности согласно ГОСТ 12.1.007-76.

В таблице 3.5 приведены физико-химические свойства МДЭА. Молекулярная масса – 119,2; относительная плотность при 20 °С – 1,1184 g/cm<sup>3</sup>. Температура кипения при атмосферном давлении равна 244,8 °С, температура замерзания – минус 8 °С, критическая температура – 410 °С, критическое давление – 5,10 МПа. МДЭА, используемый на установке,

должен соответствовать требованиям и нормам ТУ 2423-005-11159873-2000 (таблица 3.6).

### Уголь активированный

Для удаления веществ, образующихся в аминных растворах в результате коррозии оборудования и процессов деградации аминов, отработанные МДЭА пропускают через фильтр, заполненный активированным углем.

Активированные угли синтезированы из каменного угля с последующим дроблением, карбонизацией и парогазовой активацией. Адсорбционная способность активированных углей тесно связано с их физико-химической характеристикой, пористой структурой и т.д.

Физико-химическая характеристика активированного угля АГ-3, применяемого на СОУ Учкыр, приведена в таблице 3.7, техническая характеристика – в таблице 3.8.

**Таблица 3.5. Физико-химические свойства монодиэтанолamines**

Наименование показателей	Единица измерения	Показатели
1 Формула		$\text{CH}_3(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{N}$
2 Молекулярная масса		119,2
3 Температура кипения при 101,35 кПа	°C	231,0
4 Температура застывания		минус 21,0
5 Плотность при температуре 25 °C	г/см <sup>3</sup>	1,03
6 Удельная теплоемкость при температуре 30 °C	Дж/г °C	1,71
7 Абсолютная вязкость при температуре 25 °C	сР	101
8 Теплота абсорбции H <sub>2</sub> S CO <sub>2</sub>	кДж/кг	1047 1340
9 Теплота десорбции H <sub>2</sub> S  CO <sub>2</sub>	кДж/кг ккал/м <sup>3</sup> (норм.) кг пара/м <sup>3</sup> (норм.) кДж/кг ккал/м <sup>3</sup> (норм.) кг пара/м <sup>3</sup> (норм.)	1050 381 0,73 1420 516 1,24

**Таблица 3.6. Техническая характеристика МДЭА**

Наименование показателя	Единица измерения	Показатели в соответствии с ТУ 2423-005-11159873-2000		Показатели обязательные для проверки
		высший сорт	первый сорт	
Внешний вид		Прозрачная жидкость без механических включений		Перед использованием проверить плотность, массовую концентрацию и внешний вид
Плотность при 20 °С	g/cm <sup>3</sup>	1,036 - 1,042	1,036-1,042	
Массовая доля МДЭА, не менее	%	99,0	98,5	
Массовая доля примесей, не более, в том числе: массовая доля высококипящих, не более	%  %	1,0  0,2	1,5	

**Таблица 3.7. Физико-химическая характеристика активированных углей**

Наименование показателей	АГ-3
1 Фракционный состав, %	
3,6 mm, не более	0,4
2,8 mm, не более	3,0
1,5 mm, не более	86,0
1,0 mm, не более	10,0
Менее 0,5 mm	0,6
2 Массовая доля золы, не более, %	12,0
3 Насыпная плотность, g/dm <sup>3</sup> не более	550
4 Прочность на истирание, % не менее	75
5 Равновесная активность по бензолу, g/dm <sup>3</sup> не менее	120
6 Суммарный объем пор по водопоглощению, см <sup>3</sup> /g	0,8-1,0

**Таблица 3.8. Техническая характеристика активированного угля**

Наименование показателя	Единица измерения	Показатели в соответствии с ГОСТ 20464-75	Показатели обязательные для проверки
Уголь активированный марки АГ-3			
Фракционный состав	%	Массовая доля остатка на сите с полотном: № 36 – 0,4 № 28 – 3,0 № 15 – 86,0 № 10 – 10,0	Перед использованием проверить плотность, массовую концентрацию
Плотность	g/dm <sup>3</sup>	400-550	
Уголь активированный марки DX-30			
Объем пор	cm <sup>3</sup> /g	0,8	Перед использованием проверить плотность
Фракционный состав	%	96	
Диаметр частиц	mm	2,0-3,0	
Прочность на истирание	%	96,6	
Зольность	%	5	
Растворимость, рН	-	7	
Показатель адсорбции метиленовой сини	ml/g	180	
Кажущаяся плотность	kg/m <sup>3</sup>	592	

## МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА

Таблица 3.9.- Материальный баланс процесса

Наименование	Количество			
	m <sup>3</sup> /h	kg/h	10 <sup>3</sup> t/y	%
Приход				
1 Сырой природный газ	125000	94948	759,584	99,76
2 Хим.очищенная вода или паровой конд-т на подпитку		230	1,84	0,24
Итого		95178	761,424	100,0
Расход				
1 Очищенный газ	121008	87413	699,304	91,84
2 Экспанзерные газы		23	0,184	0,03
3 Кислые газы		5627	45,016	5,91
4 Газы дегазации		87	0,696	0,09
5 Конденсат		1624	12,992	1,71
6 Пластовая вода		404	3,232	0,42
Итого		95178	761,424	100,0



Таблица 3.10 - **Расходные нормы сырья, энергии и реагентов**

Наименование	Расходный показатель		Годовой расход	
	ед. измерения	уд. норма расхода	ед. измерения	количество
Газ на собственные нужды (технологию)	m <sup>3</sup> /1000 m <sup>3</sup> газа	26,5	·10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup>	26,5
Метилдиэтаноламин	kg/1000 m <sup>3</sup> газа	0,091	t	91,0
Антивспениватель	kg/1000 m <sup>3</sup> газа	0,0055	t	5,5
Активированный уголь АГ-3	kg/1000 m <sup>3</sup> газа	0,01	t	10,0
Вода оборотная	m <sup>3</sup> /1000 m <sup>3</sup> газа	5,0	·10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	5000
Водяной насыщенный пар	t /1000 m <sup>3</sup> газа	0,356	·10 <sup>3</sup> t	356
Электроэнергия	kW·h/1000 m <sup>3</sup> газа	19,88	·10 <sup>3</sup> kW·h	19880
Вода свежая	m <sup>3</sup> /1000 m <sup>3</sup> газа	0,14	·10 <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	140

Примечание - Расходные нормы приведены на производительность СОУ Учкыр по газу 1,0·10<sup>9</sup> m<sup>3</sup> в год

### 3.3 Антивспениватели

Антивспениватель «ИФХАНГАЗ-1» не образует отложений на тарелках и стенках аппаратуры, в системе не накапливается, хорошо эмульгируется в водном растворе амина и обладает также коррозионно-защитными свойствами. Горюч, не взрывоопасен, обладает сильно выраженным кожно-раздражающим свойством, кумулянт. Предельно-допустимая концентрация в воздухе рабочей зоны 2 mg/m<sup>3</sup>.

Антивспениватель «DANOX AF-200» - силиконовое соединение. Представляет собой жидкость беловатого цвета. В процессе использования и хранения рекомендуется избегать сильных окисдных агентов. Способ хранения – в плотно закрытых контейнерах. Легко растворим в органических растворителях. При применении рекомендуется избегать контакта с кожей,

глазами, не вдыхать испарений. При попадании в организм оральным путем возможно поражение легких.

Техническая характеристика антивспенивателей приведена в таблице 3.9

**Таблица 3.9. Техническая характеристика антивспенивателей**

Наименование показателя	Единица измерения	Показатели в соответствии с нормами	Показатели обязательные для проверки
ИФХАНГАЗ-1 ТУ 6-05-1.944			
Внешний вид		Жидкость от желтого до коричневого цвета	Визуально
Массовая доля нитрила акриловой кислоты	%	Отсутствие	
Основность вторичных и третичных аминов, не более	0,1н НСlО ч/на 1 g	35	
Основность третичных аминов, не менее	0,1н НСl ч/на 1 g	24	
Показатель преломления (при температуре 20 °С)	n <sub>д</sub> <sup>20</sup>	1,448 - 1, 451	
Температура застывания, не выше	°С	минус 35	
DANOX- AF-200 ГОСТ 9.506-87			
Внешний вид	-	Жидкость	Визуально
Плотность (20 °С)	g/cm <sup>3</sup>	0,818 - 0,823	
Температура возгорания	°С	63	
Температура кипения	°С	> 193	
Температура замерзания	°С	<30	
Растворимость (20 °С)	-	Растворим в нефти, изопропанол, гексане	

### **3.4. Исследование технологического процесса и схемы установки СОУ месторождения Учкыр**

#### **3.4.1 Химизм процесса абсорбционной сероочистки газа**

Для очистки газа от сероводорода принят циклический абсорбционный метод с использованием в качестве поглотителя сероводорода 25-30%-ного водного раствора МДЭА.

При контакте газа и раствора МДЭА происходит поглощение  $H_2S$  и  $CO_2$  с образованием химических соединений. Одновременно протекает процесс физической абсорбции кислых и углеводородных газов.

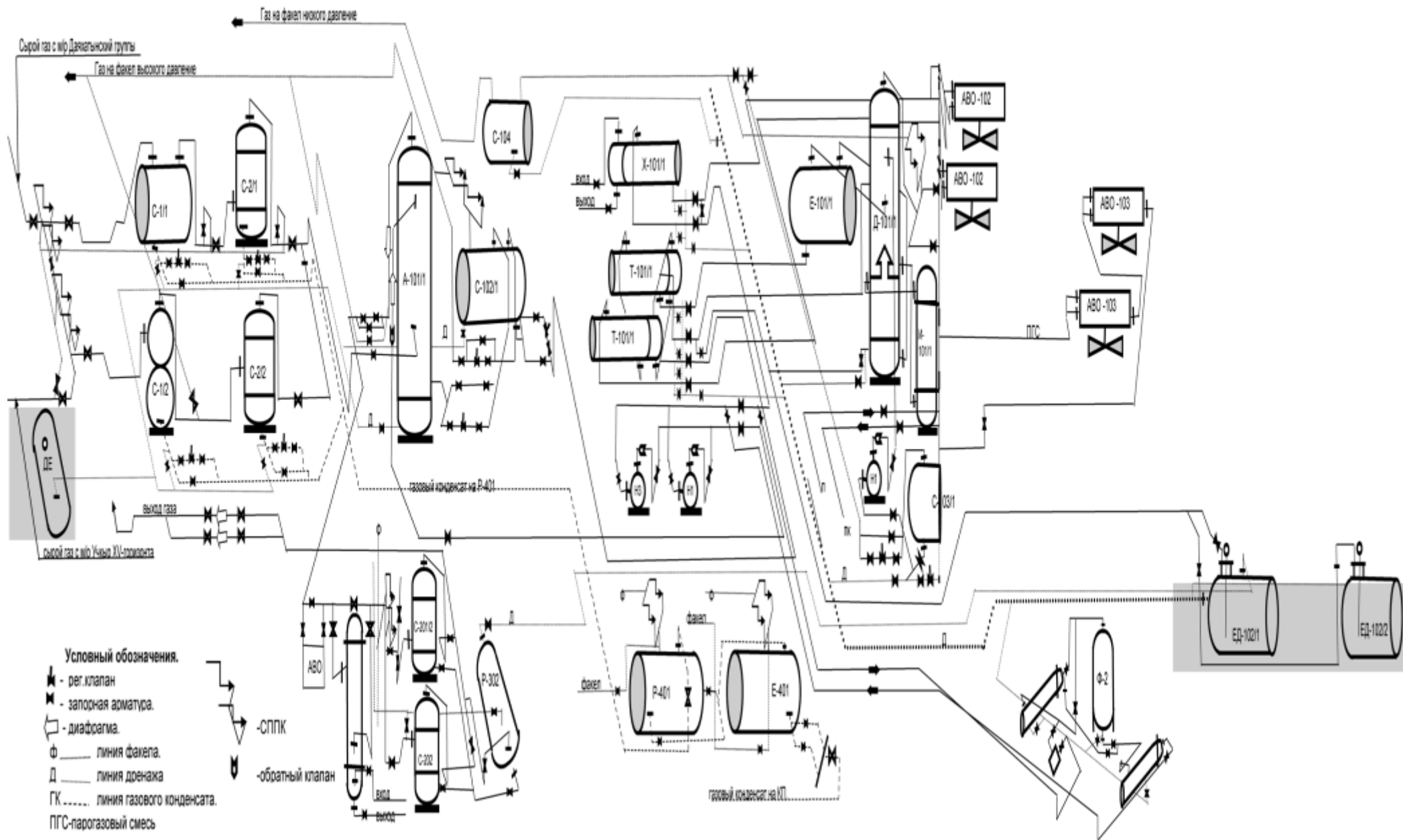
Сущность циклического процесса заключается в промывке газа раствором МДЭА с последующей тепловой регенерацией раствора и возвратом его на стадию промывки (абсорбции).

При циркуляции аминного раствора в нем накапливаются продукты термохимической деградации амина, продукты коррозии, тяжелые углеводороды, что приводит к вспениванию раствора и ухудшению качества очистки. Для ликвидации вспенивания в раствор МДЭА периодически подается антивспениватель.

#### **3.4.2. Система предварительной подготовки газа**

Продукция газовых скважин месторождения Учкыр (16 скважин) на СОУ Учкыр подается по двум коллекторам диаметром 325x12 mm и длиной 20,0 km. Продукция газовых скважин Даяхатынской группы месторождений (скважины №22,24,25 месторождения Кульбешкак и скважины №4, 24 месторождения Ходжиказган) подается по общему коллектору диаметром

## Технологическая схема СОУ "Учкыр"



530x14 mm и длиной 30,5 km.

Продукция газовых скважин месторождений, объединившись, с общего коллектора поступает в сепараторы предварительной подготовки газа С-1/1,2.

В связи с идентичностью сепараторов, описание схемы приводится для одного из них.

Давление среды в сепараторе С-1/1 контролируется по месту техническим манометром PI-122.

Из сепараторов С-1/1,2 жидкость (конденсат и пластовая вода) и механические примеси через регулирующий клапан КРУ-8, работающий от уровнемера LT-32 (преобразователь уровня) направляется в разделитель Р-401..

Давление в трубопроводе выхода жидкости из сепаратора С-1/1 до и после регулирующего клапана КРУ-8 контролируется по месту техническими манометрами PI-123 и PI-124.

Частично отсепарированный газ из сепараторов С-1/1,2 с давлением 5,4 МПа и температурой 40 °С направляется в вертикальные сепараторы С-2/1,2, где происходит дополнительное отделение жидкости и механических примесей.

В связи с идентичностью сепараторов, описание схемы приводится для одного из них.

Давление и температура газа на входе в сепаратор С-2/1 контролируется техническим манометром PI-4 и термометром TI-11.

Контроль перепада давления на насадке сепаратора осуществляется датчиком перепада давления PDI-26 (преобразователь разности давлений), с дистанционной передачей показаний на щит в операторной.

Из сепаратора С-2/1 жидкость (конденсат и пластовая вода) и механические примеси через регулирующий клапан КРУ-2, работающий от уровнемера LT-11 (преобразователь уровня) направляется в разделитель Р-

401. Предусмотрена сигнализация максимального и минимального уровней жидкости приборами LS-10 и LS-9.

Давление газа на выходе из сепаратора С-2/1 контролируется техническим манометром PI-27.

Давление в трубопроводе выхода жидкости из сепаратора С-2/1 до и после регулирующего клапана КРУ-2 контролируется по месту техническим манометром – PI-25 и PI-24, после регулирующего вентиля PI-23.

Для защиты сепаратора С-2/1 на трубопроводе входа газа в сепаратор предусмотрен блок предохранительных клапанов ПК2.1 и ПК2.2 (1 - рабочий, 1 – резервный), настроенные на давление начала открытия 5,61 МПа. Сбросы от ПК направляются в общий коллектор факельных газов высокого давления.

Из сепараторов С-2/1,2 газ по общему коллектору для очистки от сероводорода направляется в три технологические нитки очистки газа от кислых компонентов.

### **3.4.3. Система очистки газа от кислых компонентов**

Технологические нитки очистки газа от кислых компонентов состоят из:

- абсорберов А-101/1,2,3;
- выветривателей (экспанзер) С-102/1,2,3;
- спаренных теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub>, Т-101/2<sub>1</sub> и Т-101/2<sub>2</sub>, Т-101/3<sub>1</sub> и Т-101/3<sub>2</sub>;
- десорберов Д-101/1,2,3;
- уравнительных буферных емкостей Е-101/1,2,3;
- испарителей И-101/1,2,3;
- аппаратов воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub> и АВО-102/1<sub>2</sub>, АВО-102/2<sub>1</sub> и АВО-102/2<sub>2</sub>, АВО-102/3<sub>1</sub> и АВО-102/3<sub>2</sub>; АВО-103/1<sub>1</sub> и АВО-103/1<sub>2</sub>, АВО-103/2<sub>1</sub> и АВО-103/2<sub>2</sub>, АВО-103/3<sub>1</sub> и АВО-103/3<sub>2</sub>;
- холодильник регенерированного раствора амина (РРА) Х-101/1,2,3;

- сепараторов кислых газов С-103/1,2,3;
- насосов подачи флегмы в десорберы Н-2<sub>1</sub>-Н-2<sub>6</sub>.

Общими для всех технологических ниток являются:

- аппарат воздушного охлаждения АВО-101;
- теплообменник Т-102;
- сепаратор С-201;
- емкость сбора РРА Е-102;
- циркуляционные насосы подачи РРА в абсорберы Н-1<sub>1</sub> и Н-1<sub>2</sub>;
- сепаратор факельных газов С-104.

Технологические нитки с точки зрения компоновки оборудования и проведения процесса идентичны, поэтому в дальнейшем описание схемы приводится для одной технологической нитки.

Газ для очистки с общего коллектора поступает в нижнюю часть абсорбера А-101/1 через электроприводную задвижку №46.

Система автоматического управления электроприводной задвижкой №46 обеспечивает возможность её открытия и закрытия по месту, закрытия – со щита операторной. Предусмотрена световая сигнализация положений задвижки “Закрыта” или “Открыта”.

Абсорбция осуществляется за счет контакта газа с РРА (25-30 %-ный раствор МДЭА), стекающего по сетчатым тарелкам на **глухую** тарелку.

РРА в абсорбер А-101/1 подается насосами Н-1/1 и Н-1/2 с давлением 5,5 МПа и температурой 55 °С двумя потоками. Часть РРА подается в среднюю часть абсорбера на 12-ю тарелку (около 75 %), вторая часть – в верхнюю тарелку для более тонкой очистки газа.

Давление в общем коллекторе входа насосов Н-1/1 и Н-1/2 контролируется по месту техническим манометром РІ-64.

Система автоматизации насосов Н-1/1 и Н-1/2 обеспечивает возможность пуска и останова по месту НS-2(НС-3), останова – со щита операторной NS-6(NS-7).

Для защиты насосов Н-1/1 и Н-1/2 предусмотрена блокировка

электродвигателей NS-6(NS-7) насосов и сигнализация:

- при минимальном уровне РРА в емкости Е-102 (уровнемер LT-19);
- при максимальной температуре подшипников насоса (датчики ТЕ-22(ТЕ-24));
- при превышении максимального давления и снижении ниже допустимого на выкиде насосов (электроконтактный манометр PISA-62(PISA-63)).

Контроль температуры воды охлаждения насосов осуществляется прибором ТЕ-23(ТЕ-25), установленным по месту, с дистанционной передачей показаний на щит в операторной.

Подача РРА в абсорбер А-101/1 осуществляется через клапан КРР1. Измерение и регулирование расхода РРА осуществляется дистанционно комплектом приборов FC-17, работающим от прибора FT-16 и сужающего устройства FE-15, установленных по месту, с дистанционной передачей показаний на ПЭВМ на щите операторной.

Местное измерение давления РРА, подаваемого в абсорбер, осуществляется техническим манометром PI-54, установленным до расходомера, и техническим манометром PI-55, установленным после расходомера. Дистанционный контроль давления РРА осуществляется прибором PT-53, установленным до расходомера, с передачей показаний на щит в операторной.

Контактируя с газом, РРА насыщается сероводородом и частично углекислотой.

Для предотвращения проскока газа в экспанзер в абсорбере поддерживается постоянный уровень раствора.

Уровень жидкости в абсорбере регулируется запорно-регулирующим клапаном

КРУ-3. Автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором LIC-16, работающим от уровнемера LT-15.



Предусмотрена сигнализация максимального и минимального уровней жидкости приборами LS-13, LS-14.

Для восстановления поглотительной способности, насыщенный кислыми газами раствор амина (НРА) из нижней части абсорбера А-101/1 направляется в систему регенерации амина.

Давление в трубопроводе выхода НРА из абсорбера А-101/1 контролируется по месту техническими манометрами: до и после регулирующего клапана –PI-35 и PI-36, после регулирующего вентиля – PI-37.

Контроль давления в средней части абсорбера осуществляется датчиком РТ-38 (преобразователь избыточного давления), установленным по месту, с дистанционной передачей показаний на щит в операторной.

Контроль перепада давления на насадке абсорбера осуществляется прибором PDI-39 с дистанционной передачей показаний на щит в операторной.

Температура верхней части абсорбера контролируется термометром ТП-15. Контроль температуры осуществляется прибором ТЕ-14, установленным по месту, с дистанционной передачей показаний на щит в операторной.

Контроль температуры в насадке осуществляется прибором ТЕ-14, установленным по месту, с дистанционной передачей показаний на щит в операторной.

Регулирование давления газа на выходе из абсорбера осуществляется с помощью регулирующего клапана КРД-1.

Давление газа на выходе из абсорбера А-101/1 до клапана контролируется по месту техническим манометром PI-40, после – техническим манометром PI-43. Автоматическое регулирование давления газа на выходе из абсорбера А-101/1 производится комплектом PIS-42 по показаниям датчика РТ-41 с регистрацией на щите оператора.

Контроль температуры газа на выходе из абсорбера осуществляется прибором ТТ-16, установленным по месту, с дистанционной передачей

показаний на щит в операторной.

Оперативное измерение расхода газа осуществляется дистанционно комплектом

FT-10 и сужающего устройства FE-9, установленных по месту, с дистанционной передачей показаний на ПЭВМ.

Очищенный от кислых компонентов газ с абсорбера А-101/1 давлением 5,3 МПа и температурой 56,5 °С направляется в аппарат воздушного охлаждения АВО-101.

#### **3.4.4. Система охлаждения и сепарации газа после сероочистки**

Очищенный от кислых компонентов газ с абсорбера А-101/1 давлением 5,3 МПа и температурой 56,5 °С, объединившись с потоком газа из абсорберов А-101/2,3, по общему коллектору через кран шаровой с пневмоприводом 3-КШ1 в аппарат воздушного охлаждения АВО-101.

Давление и температура на линии подачи газа в аппарат воздушного охлаждения АВО-101 измеряются по месту техническим манометром PI-21 и термометром TI-10. Контроль температуры газа также осуществляется прибором TE-9, установленным по месту, с дистанционной передачей показаний на щит в операторной.

В аппарате воздушного охлаждения АВО-1 газ охлаждается до температуры 50 °С и через кран шаровой с пневмоприводом 3-КШ2 направляется в трубное пространство рекуперативного теплообменника Т-102. При необходимости для уменьшения охлаждения газа в воздушном холодильнике может быть открыт его байпас – кран шаровой с пневмоприводом 3-КШ2.

Предусмотрена световая сигнализация положений кранов “Закрыт” или “Открыт” на щите в операторной.

Управление вентиляторами аппарата воздушного охлаждения АВО-1 осуществляется по месту HS-1 и дистанционно NS-1.

Температура выхода газа из аппарата воздушного охлаждения АВО-1

контролируется по месту термометром ТІ-8 и прибором ТЕ-7 с дистанционной передачей показаний на щит в операторной, давление – техническим манометром РІ-21.

В трубном пространстве рекуперативного теплообменника Т-201 газ охлаждается водой до температуры 40 °С и направляется на вход сепаратора С-201.

В межтрубное пространство теплообменника Т-201 с температурой 35 °С и давлением 0,5 МПа насосами подается вода, где нагревается потоком газа по трубному пространству, и возвращается в градирню.

Давление и температура на выходе газа из теплообменника Т-201 измеряются по месту техническим манометром РІ-15 и термометром ТІ-6.

В сепараторе С-201 происходит отделение жидкой фазы, выделившейся при охлаждении газа в аппарате воздушного охлаждения АВО-101 и теплообменнике Т-201.

Жидкость из сепаратора С-201 через регулирующий клапан КРУ-4, работающий от уровнемера LT-2, направляется в разделитель Р-302. Предусмотрена сигнализация максимального и минимального уровней жидкости приборами LS-3, LS-4.

Давление в трубопроводе выхода жидкости из сепаратора С-201 контролируется по месту техническими манометрами: до регулирующего клапана РІ-13 и после – РІ-12.

Контроль перепада давления на насадке сепаратора осуществляется датчиком перепада давления РDІ-14.

Давление газа на выходе газа из сепаратора С-201 контролируется по месту техническим манометром РІ-16.

После сепаратора С-201 очищенный газ с давлением 5,1 МПа объединяется с газами дегазации из разделителя Р-302.

Для снижения давления газа до необходимого в магистральном газопроводе

(1,8-2,5 МПа) на выходе из сепаратора С-201 и в общем коллекторе установлены регулирующие устройства УР2520А.

Местное измерение давления на трубопроводе газов дегазации из разделителя Р-302 осуществляется техническим манометром РІ-20, после регулирующего устройства УР-1 на выходе газа из сепаратора С-201 – техническим манометром РІ-17, после регулирующего устройства УР-2 в общем коллекторе – техническим манометром РІ-19.

В общем коллекторе трубопровода выхода газа предусмотрен блок предохранительных клапанов ПК1.1 и ПК1.2 (1 - рабочий, 1 – резервный), настроенный на давление начала открытия 2,63 МПа. Сбросы от ПК направляются в общий коллектор факельных газов низкого давления.

Товарный газ разделяется на два потока, часть которого направляется на ДКС Газли (в зимний период) или на закачку в ПХГ Газли (в летний период), часть, используемая в качестве топливного газа для собственных нужд – на АГРС.

### **3.4.5. Коммерческий узел замера газа**

Коммерческий узел замера товарного газа состоит из двух замерных ниток, в том числе одной резервной, что позволяет производить поверку измерительных приборов в любое время без остановки технологической нитки.

Замер газа производится методом переменного перепада давления. Перепад давления создается сужающим устройством. Стандартным сужающим устройством является диафрагма.

Давление газа на входе в замерную нитку контролируется по месту техническим манометром РІ-4(РІ-5).

Расход товарного газа контролируется по месту приборами FT-2(FT-4) работающими от сужающих устройств FE-1(FE-3), с передачей сигнала на ПЭВМ в операторной.

Температура газа после расходомера контролируется прибором ТЕ-

2(ТЕ-3) с дистанционной передачей показаний на щит в операторной, давление – контролируется по месту техническим манометром PI-2(PI-3).

Давление и температура газа в линейном трубопроводе измеряются по месту техническим манометром PI-1 и термометром TI-1.

Измерение и регистрация концентрации сероводорода в очищенном газе осуществляется дистанционно комплектом QRA-1 (промышленный хроматограф Maxum II немецкой фирмы “SIEMENS”), установленным в линейном трубопроводе.

Узел замера топливного газа аналогичен узлу замера товарного газа. Расход топливного газа контролируется по месту приборами FT-6(FT-8) работающими от сужающих устройств FE-5(FE-7) с передачей сигнала на ПЭВМ в операторной.

### **3.4.6. Система регенерации насыщенного раствора амина**

#### ***Выветриватель С-102/1***

Насыщенный сероводородом и углекислым газом раствор амина из нижней части абсорбера А-101/1 поступает в выветриватель (экспансер) С-102/1.

В выветривателе С-102/1 за счет резкого снижения давления с 5,3 МПа до 0,45 МПа происходит дегазация НРА. Газы выветривания содержат в основном легкие углеводороды, растворение которых имеет место в процессе абсорбции под высоким давлением, а также кислые газы ( $H_2S$ ,  $CO_2$ ), в соответствии с их упругостью над раствором, и водяные пары.

Насыщенный раствор амина из выветривателя С-102/1 направляется в трубное пространство рекуперативного ряда теплообменников Т-101.

Экспансерные газы направляются в общий коллектор факельных газов высокого давления.

Контроль давления в выветривателе С-102/1 осуществляется по месту техническим манометром PI-65.

Регулирование давления газа в выветривателе С-102/1 осуществляется

регулятором давления прямого действия “до себя” РД-1, установленным на линии выхода экспанзерных газов в общий коллектор факельных газов высокого давления.

Давление в трубопроводе выхода экспанзерных газов из выветривателя С-102/1 контролируется по месту техническими манометрами: до регулятора –PI-68, после – PI-69.

Уровень жидкости в выветривателе регулируется клапаном КРУ-5, установленным на линии подачи НРА в теплообменники Т-101. Автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором LIC-18, работающим от уровнемера LT-17.

Измерение и контроль давления жидкости в трубопроводе выхода осуществляется по месту техническими манометрами: до регулирующего клапана – PI-66, после – PI-67.

Для защиты выветривателя С-102/1 предусмотрен блок предохранительных клапанов ПК4.1 и ПК4.2 (1 - рабочий, 1 – резервный), настроенный на давление начала открытия 0,53 МПа. Сбросы от ПК направляются в общий коллектор факельных газов высокого давления.

### ***Теплообменники Т-101/11 и Т-101/12***

Ряд теплообменников Т-101 состоит из двух спаренных теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub>, работающих последовательно. В теплообменниках НРА нагревается горячим РРА, подаваемым в межтрубное пространство теплообменников противотоком сверху вниз из уравнительной буферной емкости Е-101/1 десорбера Д-101/1.

Местный контроль давления в трубопроводе входа НРА в теплообменники Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> осуществляется техническим манометром PI-83.

Измерение и контроль температуры НРА на входе в теплообменники Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> осуществляется по месту термометром TI-32, дистанционно – прибором ТТ-33, установленным по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Для контроля работы теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> по трубному пространству на трубопроводе установлен датчик перепада давления РДИ-84 с передачей показаний на щит в операторной и сигнализацией превышения допустимого перепада давления.

Из теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> НРА через клапан-регулятор давления КРД4 двумя потоками подается в десорбер Д-101/1.

### ***Десорбер Д-101/1***

Местный контроль давления в трубопроводе входа НРА в десорбер Д-101/1 осуществляется техническим манометром РИ-93.

Измерение и контроль температуры НРА на входе в десорбер Д-101/1 осуществляется по месту термометром ТИ-36, дистанционно – прибором ТТ-37, установленным по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Регулирование давления в десорбере Д-101/1 осуществляется клапан-регулятором КРД4, установленным на выходе НРА из теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub>, по показаниям прибора РТ-85.

Контроль температуры в верхней части десорбера Д-101/1 осуществляется по прибору ТТ-42, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной, в нижней части – по прибору ТТ-43.

Контроль давления и температуры в верхней и средней части десорбера Д-101/1 осуществляется по приборам РТ-97 и РТ-95, установленным по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Выделение из насыщенного раствора поглощенных кислых газов происходит за счет тепла конденсации водяного пара, подаваемого в вертикальный испаритель И-101/1. Пар с давлением до 0,4 МПа подается в межтрубное пространство испарителя.

Предусмотрена сигнализация максимального и минимального уровней жидкости в десорбере Д-101/1 приборами LS-24, LS-23.

Уровень жидкости в десорбере Д-101/1 регулируется клапаном КРУ-6, установленным на трубопроводе выхода ПРА из теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub>. Автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется

дистанционно прибором LIC-20, работающим от уровнемера LT-22.

Для защиты трубопровода выхода парогазовой смеси (ПГС – кислые газы и пары воды с незначительным содержанием амина) из десорбера Д-101/1 предусмотрен блок предохранительных клапанов ПК5.1 и ПК5.2 (1 – рабочий, 1 – резервный), настроенный на давление начала открытия 0,09 МПа.

### ***Уравнительная буферная емкость Е-101/1***

РРА из десорбера Д-101/1 поступает в уравнительную буферную емкость Е-101/1, затем в межтрубное пространство теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub>, где охлаждается, отдавая тепло НРА, и далее подается в аппараты воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub>, АВО-102/1<sub>2</sub> и холодильник Х-101 для дополнительного охлаждения.

Местное измерение давления в емкости Е-101/1 осуществляется техническим манометром PI-94.

Автоматическое регулирование уровня РРА в Е-101/1 осуществляется дистанционно прибором LIC-20, работающим от уровнемера LT-21, регулирующий клапан КРУ-6 которого установлен на трубопроводе выхода РРА из теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub>.

Местное измерение температуры в емкости Е-101/1 осуществляется термометром ТИ-40, дистанционный контроль – по прибору ТТ-41, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Местное измерение давления РРА на входе в теплообменники Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> осуществляется техническим манометром PI-91.

Местное измерение температуры РРА на входе в теплообменники Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> осуществляется термометром ТИ-39, дистанционный контроль – по прибору ТТ-38, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Для контроля работы теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> по межтрубному пространству на трубопроводе РРА установлен датчик



перепада давления PDI-92 с передачей показаний на щит в операторной.

Давление в трубопроводе выхода РРА из теплообменников Т-101/1<sub>1</sub> и Т-101/1<sub>2</sub> контролируется по месту техническими манометрами: до регулирующего клапана КРУ-6 – PI-90, после – PI-89.

### ***Аппараты воздушного охлаждения АВО-102/11 и АВО-102/12***

Местное измерение давления в трубопроводе входа РРА в аппараты воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub> и АВО-102/1<sub>2</sub> осуществляется техническим манометром PI-81.

Местное измерение температуры РРА на входе в аппараты воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub> и АВО-102/1<sub>2</sub> осуществляется термометром TI-31, дистанционный контроль – по прибору ТТ-30, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Местное измерение давления в трубопроводе выхода РРА из аппаратов воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub> и АВО-102/1<sub>2</sub> осуществляется техническим манометром PI-80.

Местное измерение температуры РРА на выходе из аппаратов воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub> и АВО-102/1<sub>2</sub> осуществляется термометром TI-29, дистанционный контроль – по прибору ТТ-28, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Система автоматического управления электроприводными задвижками №28, №29, №30 обеспечивает возможность их открытия и закрытия по месту, закрытия – со щита операторной. Предусмотрена световая сигнализация положений задвижек “Закрыта” или “Открыта”.

Управление вентиляторами аппаратов воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub> и АВО-102/1<sub>2</sub> осуществляется по месту HS-7 и HS-10 и дистанционно NS-11 и NS-12.

При необходимости для уменьшения охлаждения газа в аппаратах воздушного охлаждения АВО-102/1<sub>1</sub> и АВО-102/1<sub>2</sub> и в случае их ремонта может быть открыт байпас – электроприводная задвижка №29.

### ***Холодильник Х-101/1***

Местное измерение давления и температуры в трубопроводе выхода РРА из холодильника Х-101/1 осуществляется техническим манометром РІ-39 и термометром ТІ-85.

### ***Емкость-сборник регенерированного раствора Е-102***

Регенерированный раствор амина после холодильника Х-101/1, объединившись с потоком из холодильников II и III технологических ниток, по общему коллектору поступает в емкость-сборник Е-102.

Местное измерение давления в емкости Е-102 осуществляется техническим манометром РІ-82.

Контроль уровня РРА в емкости Е-102 осуществляется дистанционно прибором

LT-19. Предусмотрена сигнализация минимального уровня в емкости.

Местное измерение температуры в емкости Е-102 осуществляется термометром

ТІ-26, дистанционный контроль – по прибору ТТ-27, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

РРА с емкости Е-102 через фильтрующие сетки подается на всас циркуляционных насосов Н-1/1,2.

Давление в трубопроводе РРА перед фильтрами контролируется по месту техническими манометрами – РІ-71 и РІ-73, после – РІ-70 и РІ-72.

Для очистки циркулирующего раствора амина от накапливающихся примесей (продукты деградации амина, коррозии, тяжелые углеводороды, мехпримеси и т.д.), часть РРА (около 10 % от общего количества) с общего коллектора через фильтрующие сетки поступает на всас насосов Н-3/1 и Н-3/2 и прокачивается через специальную систему фильтрации. Система фильтрации состоит из 3-х ступеней и в своем составе имеет:

- бельтинговый фильтр Ф-1;
- фильтр с активированным углем Ф-2;
- бельтинговый фильтр Ф-3.

Отфильтрованный раствор направляется в емкость-сборник Е-102.

Система автоматизации насосов Н-3/1 и Н-3/2 обеспечивает возможность пуска и останова насоса по месту NS-4 и NS-5, останова – со щита операторной NS-8 и NS-9.

Для защиты насосов Н-3/1 и Н-3/2 предусмотрена блокировка электродвигателей

NS-8 и NS-9 и сигнализация при превышении максимального давления и снижении ниже допустимого на выкиде насосов (электроконтактный манометр PISA-74(PISA-75)).

Для восполнения потерь системы регенерации амина предусмотрена подача свежего МДЭА 95 % -го от автоцистерны и парового конденсата в емкость-сборник Е-102.

#### ***Аппараты воздушного охлаждения АВО-103/11 и АВО-103/12***

ПГС из десорбера Д-101/1 с температурой 105 °С электроприводные задвижки №15, №13 поступает в аппараты воздушного охлаждения АВО-103/1<sub>1</sub> и АВО-103/1<sub>2</sub>, где охлаждается до температуры 75 °С с одновременной конденсацией паров воды.

Местное измерение давления и температуры в трубопроводе входа ПГС в аппараты воздушного охлаждения АВО-103/1<sub>1</sub> и АВО-103/1<sub>2</sub> осуществляется техническим манометром PI-98 и термометром TI-44, в трубопроводе выхода ПГС – техническим манометром PI-99 и термометром TI-45.

При необходимости для уменьшения охлаждения газа в аппаратах воздушного охлаждения АВО-103/1<sub>1</sub> и АВО-103/1<sub>2</sub> и в случае их ремонта может быть открыт байпас – электроприводная задвижка №14.

Система автоматического управления электроприводными задвижками №13, №15, №14 обеспечивает возможность их открытия и закрытия по месту, закрытия – со щита операторной. Предусмотрена световая сигнализация положений задвижек “Закрыта” или “Открыта”.

Управление вентиляторами аппаратов воздушного охлаждения АВО-

103/1<sub>1</sub>

и

АВО-103/1<sub>2</sub> осуществляется по месту HS-15 и HS-13 и дистанционно NS-16 и NS-17.

С аппаратов воздушного охлаждения АВО-103/1<sub>1</sub> и АВО-103/1<sub>2</sub> ПГС направляется в сепаратор кислых газов С-103/1.

### ***Сепаратор кислых газов С-103/1***

В сепараторе кислых газов С-103/1 происходит отделение флегмы от кислых газов. Кислые газы направляются для тонкой очистки в сепаратор С-104. Флегма насосами Н-2/1<sub>1</sub> и Н-2/1<sub>2</sub> подается в среднюю часть десорбера Д-101/1.

Местное измерение давления в сепараторе С-103/1 осуществляется техническим манометром РІ-109, дистанционный контроль – по прибору РТ-108, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Местное измерение температуры в сепараторе С-103/1 осуществляется термометром ТІ-46, дистанционный контроль – по прибору ТЕ-47, установленному по месту, с передачей показаний на щит в операторной.

Для контроля работы каплеотбойной сетки сепаратора (засорение) установлен датчик перепада давления РДИ-110 с передачей показаний на щит в операторной.

Регулирование давления газа в сепараторе С-103/1 осуществляется клапаном-регулятором РД-2, установленным на линии выхода кислых газов в общий коллектор факельных газов низкого давления.

Давление в трубопроводе выхода кислых газов из сепаратора С-103/1 контролируется по месту техническими манометрами: до регулятора – РІ-111, после – РІ-112.

Оперативное измерение расхода кислых газов осуществляется дистанционно комплектом прибора FT-25 и сужающего устройства FE-24, установленных по месту, с дистанционной передачей показаний в операторную.

Уровень жидкости в сепараторе С-103/1 регулируется клапаном КРУ-7,

установленным на линии подачи флегмы в десорбер Д-101/1. Автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором LIC-25, работающим от уровнемера LT-26.

Предусмотрена сигнализация максимального и минимального уровней жидкости в сепараторе С-103/1 приборами LS-28, LS-27.

Местное измерение и контроль давления жидкости в трубопроводе подачи флегмы осуществляется техническими манометрами: до регулирующего клапана – PI-100, после – PI-101, также после обратного клапана ОК-5 – PI-96.

Измерение и контроль давления жидкости в трубопроводе подачи флегмы на насосы Н-2/1<sub>1</sub> и Н-2/1<sub>2</sub> осуществляется по месту техническими манометрами: до фильтрующей сетки – PI-106 и PI-107, после – PI-104 и PI-105.

Система автоматизации насосов Н-2/1<sub>1</sub> и Н-2/1<sub>2</sub> обеспечивает возможность пуска и останова по месту HS-11 и HS-12, останова – со щита операторной NS-15 и NS-16.

Для защиты насосов Н-2/1<sub>1</sub> и Н-2/1<sub>2</sub> предусмотрена блокировка электродвигателей NS-15 и NS-16 и сигнализация при превышении максимального давления и снижении ниже допустимого на выкиде насосов (электроконтактный манометр PISA-102(PISA-103)).

Для защиты трубопровода кислых газов предусмотрен блок предохранительных клапанов ПК6.1 и ПК6.2 (1 - рабочий, 1 – резервный), настроенный на давление начала открытия 0,06 МПа. Сбросы от ПК направляются в общий коллектор факельных газов низкого давления.

Дренаж из оборудования и трубопроводов установки в целом осуществляется в дренажную емкость ЕД-102, из которого раствор погружным насосом откачивается в десорбер Д-101/1.

При снижении уровня или повышении срабатывает предупредительная сигнализация от уровнемера LSA-29 и погружной насос останавливается.

#### ***Сепаратор кислых газов С-104***

В сепараторе кислых газов С-104 происходит отделение жидкости от кислых газов. Кислые газы сбрасываются в общий коллектор факельных газов низкого давления. Жидкость дренируется в дренажную емкость ЕД-102.

Местное измерение давления в сепараторе С-104 осуществляется техническим манометром PI-119.

Давление в трубопроводе выхода жидкости из сепаратора С-104/1 контролируется по месту техническими манометрами: до регулирующего клапана – PI-120, после – PI-121.

Уровень жидкости в сепараторе С-104/1 регулируется клапаном КРУ-14, установленным на линии подачи жидкости в дренажную емкость ЕД-102. Автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором LIC-31, работающим от уровнемера LT-30.

### **3.4.7. Система подготовки конденсата**

#### ***Разделитель Р-302***

Капельная жидкость, отбитая в сепараторе очищенного газа С-201, с давлением 5,15 МПа и температурой 40 °С поступает в разделитель Р-302, где происходит отделение жидкой фазы от газовой при давлении 5,1 МПа. Жидкая фаза разделяется по плотности на МДЭА и конденсат.

Газы выветривания из разделителя Р-302, объединившись с очищенным газом из сепаратора С-201, направляются в газопровод, конденсат – в разделитель Р-401, МДЭА – в дренажную емкость ЕД-102.

Уровень конденсата в разделителе Р-302 регулируется клапаном КРУ-10, установленным на линии выхода из разделителя Р-302, автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором LIC-35, работающим от уровнемера LT-34.

Уровень МДЭА в разделителе Р-302 регулируется клапаном КРУ-9, установленным на линии выхода из разделителя Р-302, автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором

LIC-37, работающим от уровнемера LT-36.

### ***Разделитель Р-401***

Из сепараторов предварительной подготовки газа С-1/1,2 и С-2/1,2 жидкость (конденсат и пластовая вода) и механические примеси, также жидкость из разделителя Р-302 по общему коллектору поступают в разделитель Р-401, где при давлении 0,45 МПа происходит отделение жидкой фазы от газовой. Жидкая фаза разделяется по плотности на пластовую воду и конденсат.

Газы дегазации из разделителя Р-401 направляются в общий коллектор факельных газов низкого давления, конденсат – в выветриватель Е-401, пластовая вода – в дегазатор пластовой воды ДПВ-401.

Регулирование давления газов дегазации в Р-401 осуществляется клапаном-регулятором РД-3, установленным на линии выхода газов выветривания в общий коллектор факельных газов низкого давления.

Уровень конденсата в разделителе Р-401 регулируется клапаном КРУ-12, установленным на линии выхода из разделителя Р-401, автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором LIC-39, работающим от уровнемера LT-38.

Уровень пластовой воды в разделителе Р-401 регулируется клапаном КРУ-11, установленным на линии выхода из разделителя Р-401, автоматическое регулирование уровня жидкости осуществляется дистанционно прибором LIC-41, работающим от уровнемера LT-40.

### ***Выветриватель конденсата Е-401***

Из разделителя Р-401 конденсат поступает в выветриватель Е-401, где происходит дополнительное выветривание легких компонентов при давлении 0,20 МПа. Газ сбрасывается на факел низкого давления, а нестабильный конденсат – направляется в конденсатный парк.

Регулирование давления газов выветривания в выветривателе Е-401 осуществляется клапаном-регулятором РД-4, установленным на линии выхода газов в общий коллектор факельных газов низкого давления.

Уровень конденсата в Е-401 регулируется клапаном КРУ-13, установленным на линии выхода конденсата в конденсатный парк. Автоматическое регулирование уровня нестабильного конденсата осуществляется дистанционно прибором LIC-43, работающим от уровнемера LT-42.

### ***Дегазатор пластовой воды ДПВ-401***

Из разделителя Р-401 пластовая вода поступает в дегазатор пластовой воды ДПВ-401, где происходит дегазации при давлении 0,1 МПа. Газ сбрасывается на факел низкого давления, а пластовая вода – в производственную канализацию.

Регулирование давления газов выветривания в ДПВ-401 осуществляется клапаном-регулятором РД-5, установленным на линии выхода газов в общий коллектор факельных газов низкого давления.

Уровень воды в дегазаторе ДПВ-401 регулируется клапаном КРУ-14, установленным на линии выхода пластовой воды. Автоматическое регулирование уровня воды осуществляется дистанционно прибором LIC-44, работающим от уровнемера LT-45.



## **Глава IV. Рекомендации по применению нового способа очистки природного газа от сероводорода**

Природный газ, добываемый из богатых метаном пород, часто богат примесями сероводорода, которые делают голубое топливо непригодным к использованию. Ученым удалось найти решение этой проблемы и использовать весь потенциал газовых месторождений. Природный газ с высоким содержанием углекислого газа и сероводорода называют “кислым”. Из-за того что “кислый” газ содержит большее количество  $H_2S$  и  $CO_2$ , чем присутствует в обычном “сладком” метане или в природном газе, его сжигание приводит к порче оборудования, ядовитым выбросам и кислотным осадкам. Для удаления сероводорода нужны сложные методы обработки, требующие большого количества тепла, что сильно удорожает топливо или заставляют отказываться от использования такого сырья.

Группа исследователей из Тихоокеанской северо-западной национальной лаборатории министерства энергетики США разработала метод, который помогает сократить количество тепла и снизить затраты энергии на удаление примесей по крайней мере на 10%. Ученые считают, что их открытие поможет более эффективно использовать месторождения и забирать из них весь газ, включая “кислый”.

Обычно природный газ очищается в ходе “подслащивающего” процесса, после чего его можно безопасно использовать в качестве топлива. Современная перерабатывающая промышленность использует для этого метод тепловой регенерации, в ходе которого химические сорбенты удаляют из природного газа токсичные примеси вроде сероводорода. Для этого газ обрабатывают химическими сорбентами растворенными в воде, затем происходит нагрев и выкипание сероводорода, после чего сорбент охлаждают и снова готовят к работе. Именно этот нагрев и охлаждение

требуют много энергии и значительно снижают эффективность процесса. Новый процесс, названный антирастворительной регенерацией, использует способность сероводорода растворяться при комнатной температуре в некоторых жидкостях лучше, чем в других. В этом процессе сероводород переходит между различными жидкостями, в результате чего его можно удалить всего за несколько шагов. При этом рабочие жидкости можно использовать повторно.

Ученые обнаружили, что вещество диметиламиноэтанол (DMEA) взаимодействует с сероводородом и превращается во что-то вроде соленой маслянистой жидкости. Ученые нашли способ очищать и выводить сероводород из DMEA путем добавления жидких углеводородов, алканов. Исследователи смешали сероводородсодержащую DMEA с алканом под названием гексан, в результате чего сероводородный “суп” покрылся пузырями испаряющегося сероводорода. Таким образом удалось успешно отделить сероводород, а гексан и DMEA были разделены с помощью гексадекана (цетана). Таким образом удалось создать цепочку процессов, которые “подслащают” природный газ при температуре примерно 40 °C.

## Заключения

Газоконденсатное месторождение Учкыр расположено на территории Рометанского района Бухарской области республики Узбекистан.

Оно находится в 45 км. к западу от пос. Газли и в 180 км. к северо-западу от железнодорожной станции Каган.

Связь с райцентром Рометан (140 км) и областным центром г. Бухарой (160 км) осуществляется через пос. Газли, который связан с последним асфальтированной дорогой.

Запасы газа в рассматриваемых горизонтах были утверждены ГКЗ (в 1966 году) в следующих количествах: в XV-2 горизонте -2,574 млрд.м<sup>3</sup> (категория С1), в XV-1 горизонте -12,220 млрд.м<sup>3</sup> (категория В). Запасы конденсата (балансовые) были утверждены в количествах: 410,6 тыс.т – по XV-1 горизонту и 86,4 тыс.т – по XV-2 горизонту.

Следует заметить, что в газе выше названных горизонтов содержится сероводород от 0,0003 до 2,38 % объемных.

На 1.01.2011 г. из XV-1 и XV-2 горизонтов в общей сложности извлечено 7,8866 млрд.м<sup>3</sup> газа и 226,8 тыс.т. конденсата.

Промышленные скопления газа приурочены здесь к терригенным отложениям нижнего мела и карбонатным осадкам верхней юры. Всего в разрезе месторождения было выявлено и подготовлено к разработке 5 залежей природного газа (в отложения XV-2, XV-1, XV-2, XIV-II и XIV-I горизонтов). Глубины залегания этих залежей колеблются от 1540 до 1730 м.

Продукция газовых скважин месторождения Учкыр (16 скважин) на СОУ Учкыр подается по двум коллекторам диаметром 325х12 mm и длиной 20,0 km. Продукция газовых скважин Даяхатынской группы месторождений (скважины №22,24,25 месторождения Кульбешкак и скважины №4, 24 месторождения Ходжиказган) подается по общему коллектору диаметром 530х14 mm и длиной 30,5 km.

Сероочистная установка (СОУ) Учкыр разработана и спроектирована институтом «ВНИПИГаздобыча» г. Саратов в 1972 году, введена в эксплуатацию в 1979 г. Реконструкция СОУ Учкыр произведена по проекту ОАО «УзЛИТИнефтваз» в 2006 г.

СОУ Учкыр предназначена для очистки от кислых компонентов малосернистого газа месторождений Учкыр и Даяхатынской группы (Даяхатын, Ходжиказган, Кульбешкак и Хаккуль).

Проектная производительность реконструируемой СОУ составляет  $1,0 \cdot 10^9 \text{ м}^3/\text{у}$  по газу ( $125000 \text{ м}^3/\text{ч}$  при  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  и  $1,033 \text{ kgf/cm}^2$ ) - три технологические нитки (две рабочие и одна резервная) производительностью  $500 \cdot 10^6 \text{ м}^3$  в год каждая.

Сырьем для СОУ Учкыр является продукция газовых скважин месторождения Учкыр и Даяхатынской группы (Даяхатын, Ходжиказган, Кульбешкак и Хаккуль), содержащая кроме газовой фазы жидкую в виде тяжелой части углеводородного конденсата и пластовой воды. В потоке продукции скважин содержатся также механические примеси.

Сырой сернистый горючий природный газ представляет собой многокомпонентную смесь углеводородов и незначительное количество неуглеводородных компонентов.

Пластовые воды XV горизонта месторождения Учкыр отличаются рассольной степенью минерализации ( $58\text{-}213 \text{ mg/l}$ ), относящиеся к хлор-кальциевому типу, с высоким содержанием кальция (до  $28 \text{ mg/l}$ ) и большим содержанием микроэлементов йода ( $6\text{-}26 \text{ mg/l}$ ), брома ( $230\text{-}310 \text{ mg/l}$ ) и бора ( $91\text{-}106 \text{ mg/l}$ ).

В гидрогеологическом отношении юрские отложения рассматриваемой группы месторождений характеризуются как зона относительно застойного водного режима, к которой приурочены хлоркальциевые рассолы с общей минерализацией до  $230,8 \text{ g/l}$ , в том числе по хлору –  $141,8 \text{ g/l}$ .

На СОУ Учкыр получают два вида продукции:

- очищенный газ горючий природный, подаваемый в газопровод.

- частично выветренный нестабильный газовый конденсат.

Очищенный газ по газопроводу диаметром 1020 mm направляется до головных сооружений Газли (в летний период на закачку в ПХГ Газли, в зимний период – на вход ДКС Газли).

Частично выветренный нестабильный газовый конденсат с емкости Е-401 направляется в конденсатный парк, где подвергается окончательной дегазации. Стабильный конденсат из конденсатного парка вывозится на нефтеналивную эстакаду железнодорожной станции Амирабад.

Для очистки природных и нефтяных газов от сероводорода,  $\text{CO}_2$  и других серо-и кислородсодержащих «нежелательных» соединений используют в основном абсорбционные процессы.

Очистка газа от сероводорода, диоксида углерода и сераорганических соединений достигается хим.абсорбцией  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$  в аппарате колонного типа 25-30%-ным водным раствором метилдиэтанолamina (МДЭА), обеспечивающим (при соблюдении в абсорбере соответствующих условий) проведение селективной абсорбции сероводорода в присутствии двуокиси углерода (углекислоты). В результате сероводород из сырьевого газа практически извлекается полностью, а двуокись углерода – частично. Сущность циклического процесса заключается в промывке газа раствором МДЭА с последующей тепловой регенерацией раствора и возвратом его на стадию промывки (абсорбции).

Для удаления веществ, образующихся в аминовых растворах в результате коррозии оборудования и процессов деградации аминов, отработанные МДЭА пропускают через фильтр, заполненный активированным углем.

При циркуляции аминового раствора в нем накапливаются продукты термохимической деградации амина, продукты коррозии, тяжелые углеводороды, что приводит к вспениванию раствора и ухудшению качества очистки. Для ликвидации вспенивания в раствор МДЭА периодически подается антивспениватель «ИФХАНГАЗ-1» или «DANOX AF-200».

Основными критериями при выборе абсорбентов, а следовательно, и процессов являются начальное и конечное содержание извлекаемых «нежелательных» компонентов в газе и заданное рабочее давление в или начальное и конечное парциальное давление их в условиях очистки.

На основе исследования СОУ месторождения Учкыр проведение селективной абсорбции сероводорода в присутствии двуокиси углерода (углекислоты) целесообразно использовать для этих целей процесс Адип (растворитель диизопропаноламин), область применения которого распространяется от низких до средних парциальных давлений (до 0,04 МПа)- при более высоких парциальных давлениях рекомендуется использовать процессы Ректизол и Селексол.

## Список использованной литературы

1. Выступление президента И.А.Каримова «Гармонично развитое поколение-решающая сила в развитии страны». Международная конференция, 17 февраля, г.Ташкент. 2012г.
2. Макушев Ф.И., Петренко Е.И. и др. Отчет по теме 1-НТ-78, раздел 1, этап II «Проект разработки газовой залежи XV горизонта месторождения Учкыр», СредАзНИИГаз, Ташкент, 1998г.
3. Ким П.С. и др. Анализ разработки XV горизонта месторождения Учкыр (заключительный), СредазНИИГаз, г.Ташкент, 1992г.
4. Ахмедов П.У., Дусмухамедов Ш.Н. и др. Опыт-методические работы по совершенствованию методов определения емкостных и фильтрационных свойств верхнеюрских рифов Бухаро-Хивинской области, г.Ташкент, 1992г., Госгеофонды РУ.
5. Шевцов В.М., Дмитриев Ю.П. и др. «Афторский контроль за разработкой месторождений Денгизкуль и Уртабулак», отчет по теме ПО.03.07/91, Ташкент, 1991 г.
6. Миклин Р.М., Акбергенов К.А. Проект доработки газовых залежей месторождения Учкыр (заключительный), книга 1,2, Ташкент, 1997г.
7. Баркер М.И., Исхаков И. и др. Изучение газоконденсатной характеристики месторождений ПО «Средазгазпром, отчет по договору ПО.03.06/91, г.Ташкент, 1991г.
8. Коротаев Ю.П., Закиров С.Н. Теория и проектирование разработки газовых и газоконденсатных месторождений. М.: «Недра», 2005.
9. И.А.Ширковский «Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений», Москва, Недра, 2003г.
10. И.Н.Стрижов, И.Е.Ходанович «Добыча газа», Москва, Ижевск, 2003г.
11. А.А.Брисман, А.К.Иванов, А.Л.Козлов, И.Е.Ходанович «Добыча и транспорт газа», Москва, Недра, 1998г.

12. «Инструкция по комплексному исследованию газовых и газоконденсатных скважин» Под редакцией Ю.П.Коротаева, Г.А.Зотова, З.С.Алиева, Москва, «Недра», 1990г.
13. Вяхирев Р.И., Коротаев Ю.П., Кабанов Н.И. Теория и опыт добычи газа. - М. ОАО "Издательство "Недра", 1998.
14. Настека В.И. Новые технологии очистки высокосернистых природных газов и газовых конденсатов, Москва, «Недра», 1996г.
15. Настека В.И. Научные основы и технология очистки высокосернистых природных газов и газовых конденсатов жидкими поглотителями: Дис.д-ра техн.наук – Москва. 1995г.
16. Набоков С.В., Мурин В.И., Петличенко Н.В. Развитие технологии очистки газов малых месторождений от сероводорода //Химия, технология и экология переработки природного газа: тез. докл. – М.: ГАНГ. – 1996г
17. Набоков С.В. Очистка газов окислительными и микробиологическими методами // Технологии переработки сернистого природного газа: Справочник под редакцией А.И.Афанасьева. Москва, Недра, 1993г.
18. Мурин В.И., Набоков С.В., Петличенко Н.В. Технология окислительной очистки газов от сероводорода // Газовая промышленность 1991г.
19. Технология переработки сернистого природного газа. Справочник А.И.Афанасьев, В.Н.Стричов, Н.Н.Подлегаев и др. Под редакцией А.И.Афанасьева. Москва.Недра, 1993г.
20. О.М.Ермилов, З.С. Алиев, В.В. Чугунов и др. Эксплуатация газовых скважин.// М: Наука, 1995г.
21. Нефтепромысловое оборудование: комплект каталогов/ Под общей ред. В.Г. Крец, Томск.: Изд-во в ТГУ, 1999г.
22. Зиберт Г.К., Седых А.Д., Кащицкий Ю.А., Михайлов Н.В., Демин В.М. Подготовка и переработка углеводородных газов и конденсата. Технологии и оборудование: Справочное пособ. 2001.



23. Вяхирев Р.И., Гриценко А.И., Тер-Саркисов Р.М. Разработка и эксплуатация газовых месторождений. 2002.
24. Бердин Т.Г. Проектирование разработки нефтегазовых месторождений системами горизонтальных скважин. - М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 2001
25. Гафаров Н.А., Гончаров А.А., Кушнарченко В.М. Определение характеристик надежности и технического состояния оборудования сероводородсодержащих нефтегазовых месторождений. 2001г.
26. Исследования процесса очистки газа на месторождении Учкыр. Магистрант группы М7-10 НГКИТУФ М.Н. Цуканов, научный руководитель доц. Г.Р. Базаров «Мустахкам оила йили» га бағишланган ўқитувчи, стажёр-тадқиқотчи-изланувчи, магистрлар илмий–амалий анжумани мақолалар тўплами. Бухоро, 2012г
27. [www.gubkin.ru](http://www.gubkin.ru)
28. [www.goldenpages.ru](http://www.goldenpages.ru)
29. [www.gasmessung.de](http://www.gasmessung.de)
30. [www.dgmk.de](http://www.dgmk.de)
31. [www.cnit.ssau.ru](http://www.cnit.ssau.ru)
32. [www.web.ru](http://www.web.ru)
33. [www.gisa.ru](http://www.gisa.ru)
34. [www.oil-gas.ru](http://www.oil-gas.ru)
35. [www.lukoil.ru](http://www.lukoil.ru)
36. [www.tnk.ru](http://www.tnk.ru)
37. [www.unk.ru](http://www.unk.ru)