

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет имени
К.И. Сатпаева

Институт химических и биологических технологий
Кафедра «Химическая и биохимическая инженерия»

Абдешева Мадина Сатыбалдиевна

«Проект установки очистки газа»

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
к дипломному проекту

Специальность 5В072100 – Химическая технология органических веществ

Алматы 2021

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет имени
К.И. Сатпаева

Институт химических и биологических технологий
Кафедра «Химическая и биохимическая инженерия»

Абдешева Мадина Сатыбалдиевна

ДОПУЩЕН К ЗАЩИТЕ
Заведующий кафедрой
«Химическая и
биохимическая инженерия»
PhD доктор, ассоц. Профессор


Х.С.Рафикова
«18» мая 2021 г.

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
к дипломному проекту

«Проект установки очистки газа»

по специальности 5В072100 – Химическая технология органических веществ

Выполнила



М.С. Абдешева

Научный руководитель



м.т.н., лектор М.Е. Нурсултанов

Алматы 2021

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет имени
К.И. Сатпаева

Институт химических и биологических технологий

Кафедра «Химическая и биохимическая инженерия»

5B072100 – Химическая технология органических веществ

УТВЕРЖДАЮ

Заведующий кафедрой
«Химическая и
биохимическая инженерия»
PhD доктор, ассоц. Профессор

 Х.С.Рафикова

«7» декабря 2020 г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение дипломного проекта

Обучающемуся Абдешеовой Мадине Сатыбалдиевне

Тема: Проект установки очистки газа

(тема дипломной работы)

Утверждена приказом Ректора Университета № 2131-б от "24" ноября 2020 г.

Срок сдачи законченной работы "16" мая 2021г.

Исходные данные к дипломной работе: Производительность

установки 1230000 т/г

Краткое содержание дипломной работы:

а) Литературный обзор

б) Технологический раздел

в) вопросы безопасности жизнедеятельности и охраны труда

г) расчет экономической эффективности разработки

Перечень графического материала: Технологическая схема; Схема основного аппарата; Схема автоматизации; План расположения оборудования, Представлены 10 слайдов презентации работы

Рекомендуемая основная литература: из 28 наименований 18 основных и 10 дополнительных.

ГРАФИК
подготовки дипломной работы (проекта)

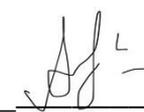
Наименование разделов, перечень разрабатываемых вопросов	Сроки представления научному руководителю	Примечание
Основная часть. Литературный обзор	Январь	Выполнены
Технологический раздел	Февраль	Выполнены
Расчетный раздел	Март	Выполнены
Графический раздел	Май	Выполнены

Подписи

консультантов и нормоконтролера на законченный дипломный
проект с указанием относящихся к ним разделов проекта

Наименования разделов	Консультанты, И.О.Ф. (уч. степень, звание)	Дата подписания	Подпись
Научный руководитель	М.Е. Нурсултанов, магистр тех. наук, лектор	16.05.2021 г.	
Нормоконтролер	А.Т. Хабиев, PhD доктор, ассоц. профессор	15.05.2021 г.	

Научный руководитель  Нурсултанов М.Е.

Задание принял к исполнению обучающийся  Абдешева М.С.

АННОТАЦИЯ

Работа содержит: 40 стр., 6 рис., 23 табл., 28 использованных источников.

Ключевые слова: Моноэтанолламин (МЭА), Диэтанолламин (ДЭА), сероводород (H_2S), диоксид углерода (CO_2).

Цель проекта: Разработка установки по очистке попутного газа от кислых компонентов хемосорбционным методом.

Использованные методы и аппаратуры: для создания чертежа использована программа AutoCAD 2018

Результаты проекта: Диэтанолламинный процесс очистки попутных газов от кислых компонентов.

Практическое использование: Очистка газа от кислых компонентов для дальнейшего его использования.

АҢДАТПА

Есеп берудің мазмұнында: 40 бет, 6 сурет, 23 кесте, 28 пайдаланылған әдебиет.

Түйінді сөздер: Моноэтанолламин (МЭА), Диэтанолламин (ДЭА), күкіртті сутек (H_2S), көмір қышқыл газы (CO_2).

Жобаның мақсаты: Химосорбция әдісімен қышқыл компоненттерден ілеспе газды тазартатын қондырғы жасау.

Қолданылған әдістер мен аппаратуралар: Графикалық сызбаларға AutoCad программасы қолданылды.

Жобаның нәтижелері: Ілеспе газдарды қышқыл компоненттерден тазартуға арналған этанолламин процесі.

Практикалық қолданылуы: Одан әрі пайдалану үшін газды қышқыл компоненттерден тазарту.

ANNOTATION

The work contains: 40 pp., 6 fig., 23 tab., 28 sources used.

Key words: Monoethanolamine (MEA), Diethanolamine (DEA), hydrogen sulfide (H₂S), carbon dioxide (CO₂).

Project goal: Development of a plant for the purification of associated gas from acidic components by the chemisorption method.

Methods and equipment used: AutoCAD 2018 was used to create the drawing.

Project results: Diethanolamine process of purification of associated gases from acidic components.

Practical use: Purification of gas from acidic components for its further use.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	9
1 Литературный обзор	10
1.1 Теоретические основы процесса абсорбции	10
1.2 Физико-химические свойства этаноламинов и их водных растворов	11
2 Технологическая часть	14
2.1 Выбор метода производства	14
2.2 Выбор места строительства	15
2.3 Характеристика сырья	16
2.4 Характеристика товарной продукции	17
2.5 Описание технологической схемы. Технологический режим	18
2.6 Подбор основного и вспомогательного оборудования установки	19
3 Расчетная часть	21
3.1 Материальный баланс установки	21
3.2 Материальный баланс абсорбера	21
3.3 Тепловой баланс абсорбера	22
3.4 Расчет основных размеров абсорбера	24
3.5 Механический расчет	25
4 Контрольно-измерительные приборы и автоматизация процесса	28
4.1 Выбор и обоснование параметров процесса	28
5 Охрана окружающей среды	29
5.1 Характеристика выбросов загрязняющих веществ в атмосферу	29
5.2 Снижение выбросов в атмосферу за счет планируемых мероприятий	30
6 Безопасность и охрана труда	31
6.1 Организационные мероприятия	31
6.2 Противопожарная профилактика	31
7 Экономический раздел	33
7.1 Расчет капитальных затрат	33
7.2 Расчет калькуляции себестоимости продукции	36
7.3 Расчет основных технико-экономических показателей	38
Заключение	39
Список использованной литературы	40
Приложение А Технологическая схема	42
Приложение Б Сборный чертеж аппарата	43
Приложение В Автоматизация и управления технологической схемой	44
Приложение Г Генеральный план	45

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время значительное количество добываемого газа (природного и попутного нефтяного) содержит кислые компоненты – сероводород и диоксид углерода. Содержание этих веществ в газах разных месторождений изменяется в широких пределах от долей до десятков процентов. Сероводород является ядовитым веществом, его максимальное количество в газе, подаваемом в магистральные трубопроводы, регламентируется. Сероводород, также, как и диоксид углерода, в присутствии воды образует кислоты, которые вызывают химическую и электрохимическую коррозию металлов. При определенных условиях сероводород является причиной сульфидного растрескивания металлов. Присутствие значительного количества диоксида углерода в газе снижает его теплоту сгорания, которая также регламентируется.

Эти причины привели к разработке и промышленной реализации множества способов очистки углеводородных газов от кислых компонентов. Кроме сероводорода в углеводородных газах могут присутствовать другие соединения серы: меркаптаны (метилмеркаптан, этилмеркаптан и др. RSH – общая формула) и серооксид углерода (COS), сероуглерод (CS_2).

Выбор процесса очистки газа от кислых соединений определяется экономикой и зависит от многих факторов, основными из которых являются: состав и параметры сырьевого газа, требуемая степень очистки и область использования товарного газа, наличие и параметры энергоресурсов, отходы производства и другое.

На заводе второго поколения компании ТОО «Тенгизшевроил» проектируют новые установки в основу которых легли самые новейшие мировые производственные технологии. Производственная мощность завода – 6,8 млн.м³ попутного газа в сутки и получение 0,8 млн тонн серы в год.

Установка очистки попутного газ от кислых компонентов состоит из блока перераспределения маршрута сырого газа между заводом второго поколения и закачки сырого газа, охлаждения, доохлаждения и сепарации сырого газа, установки обезвоживания кислого газа с помощью молекулярных сит для подачи на закачку сырого газа и установки амина для очистки газа для подачи на проект второго поколения.

Целью дипломного проекта является разработка установки по очистке попутного газа нефти Тенгизского месторождения от сероводорода хемосорбционным методом. Использована схема двустадийного процесса с абсорбционной колонной, снабженной ситчатыми тарелками.

1 Литературный обзор

1.1 Теоретические основы процесса абсорбции

Абсорбцией называют процесс поглощения газа жидким поглотителем, в котором газ растворим в той или иной степени. Принцип очистки состоит в том, что при невысоких температурах происходит поглощение сероводорода с образованием нестойкого химического соединения, а при повышении температуры раствора это соединение разлагается и абсорбент при этом регенерируется. Обратный процесс — выделение растворенного газа из раствора — носит название десорбции.

В абсорбционных процессах (абсорбция, десорбция) участвуют две фазы — жидкая и газовая и происходит переход вещества из газовой фазы в жидкую (при абсорбции) или, наоборот, из жидкой фазы в газовую (при десорбции). Таким образом, абсорбционные процессы являются одним из видов процессов массопередачи.

Промышленное проведение абсорбции может сочетаться или не сочетаться с десорбцией. Если десорбцию не производят, поглотитель используется однократно. При этом в результате абсорбции получают готовый продукт, полупродукт или, если абсорбция проводится с целью санитарной очистки газов, отбросный раствор, сливаемый (после обезвреживания) в канализацию.

Абсорбентами для избирательного извлечения сероводорода из газов служат растворы трикалийфосфата, фенолята натрия, этаноламинов. Наиболее распространена на нефтеперерабатывающих и химических заводах очистка при помощи растворов моно- и диэтанолламинов (МЭА и ДЭА). В процессе абсорбции-десорбции происходят следующие обратимые реакции [9,10]:



Абсорберы — аппараты, в которых осуществляются абсорбционные процессы. Подобно другим процессам массопередачи, абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность соприкосновения между жидкостью и газом. По способу образования этой поверхности абсорберы условно разделяются на следующие 4 группы:

- поверхностные и пленочные;
- насадочные;
- барботажные (тарельчатые);
- распыливающие.

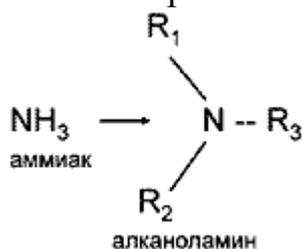
Барботажные (тарельчатые) абсорберы. Тарельчатые абсорберы представляют собой вертикальные колонны, внутри которых размещены

горизонтальные перегородки – тарелки. С помощью тарелок осуществляется направленное движение фаз и многократное взаимодействие жидкости и газа. В барботажных абсорберах газ выходит из большого числа отверстий и барботируется через слой жидкости либо в виде отдельных пузырьков (при малых скоростях газа), либо в виде струй (при повышенных скоростях газа), переходящих все же в поток пузырьков на некотором расстоянии от точки истечения газа. В результате образуется газожидкостная (гетерогенная) система нижняя часть, которой состоит из слоя жидкости с распределенными в ней газовыми пузырьками, средняя – из слоя ячеистой пены, а верхняя – из зоны брызг, возникающих при разрыве оболочек уходящих газовых пузырей. Высоты этих слоев изменяются со скоростью газа; с ее возрастанием уменьшается нижний слой и увеличивается средний (в пределах зависящих от физических свойств жидкости).

К тарелкам со сливными устройствами относятся: ситчатые, колпачковые, клапанные, балластные и пластинчатые [11].

1.2 Физико-химические свойства этаноламинов и их водных растворов

Алкоаноламины (аминоспирты, оксиамины) можно рассматривать как производные аммиака, в котором один или несколько атомов водорода замещены на спиртовой радикал или спиртовой и углеводородный.



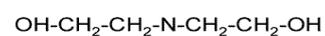
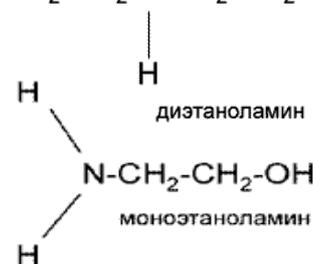
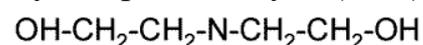
где R – спиртовой радикал, например C₂H₄OH; R₂, R₃ – либо спиртовой, либо углеводородный радикал, либо H⁺.

По степени замещения атомов водорода при атоме азота алканоламины делятся первичные, вторичные и третичные.

Алкоаноламины содержат по крайней мере одну гидроксильную (-OH) и одну аминогруппу



Присутствие гидроксильной группы снижает давление насыщенных паров и повышает растворимость амина в воде, а аминогруппа придает водным растворам щелочность, необходимую для



метилдиэтанолламин

взаимодействия с H_2S и CO_2 , которые в водной среде диссоциируют с образованием слабых кислот.

Алкоаноламины – это бесцветные, вязкие, гигроскопичные жидкости, смешивающиеся с водой и низкомолекулярными спиртами во всех соотношениях; они почти нерастворимы в неполярных растворителях [3].

Алкоаноламины, будучи щелочами, легко вступают в реакцию с кислыми газами H_2S (CO_2), образуя водорастворимые соли. При этом протекают следующие реакции:



Все амины реагируют с H_2S одинаковым образом с образованием гидросульфида или сульфида амина, причем реакция классифицируется как мгновенная.

Первичные и вторичные амины могут реагировать с CO_2 с образованием карбамата (соли замещенной карбаминовой кислоты – амин * COO^- * H^+), которая трактуется как быстрая реакция второго порядка. Карбаматы аминов – нестойкие соединения и в слабощелочной среде они медленно разлагаются с образованием бикарбоната (на примере вторичного амина):



где $\text{R} - \text{HOCH}_2\text{CH}_2$

У третичного алкоаноламина нет подвижного атома H^+ в аминной группе (N^-), поэтому становится невозможным протекание прямой и быстрой реакции с CO_2 по карбонатному типу, а взаимодействие осуществляется через предварительную и медленную стадию образования и диссоциации угольной кислоты:



Конечными продуктами реакции являются бикарбонат и карбонат. Таким образом, разница в скоростях реакций третичных аминов с H_2S (мгновенная реакция) и CO_2 (медленная реакция) гораздо значительнее, чем для первичных и вторичных аминов. Это позволяет использовать на практике третичные амины для селективного извлечения H_2S из смесей его с CO_2 .

Реакционная способность алкоаноламинов изменяется в ряду: первичные > вторичные > третичные и коррелируется с их щелочностью. Диоксид углерода образует с алкоаноламинами различные побочные продукты. Механизм их образования изучен не полностью [2,7].

Уникальность состава высокосернистой нефти месторождения Тенгиз определило необходимость разработки специальных способов ее подготовки, транспортирования, хранения и особенно переработки, что чрезвычайно важно для решения экологических и технологических проблем. Характерная черта тенгизской нефти – значительное содержание меркаптанов (0,05 мас.%). Меркаптановая сера представлена в основном метил- и этилмеркаптанами, которые являются наиболее экологически вредными примесями. Тенгизские нефти содержат также сульфидную и дисульфидную серу. Сероорганические соединения в тенгизских нефтях представляют собой низкомолекулярные алифатические структуры [15].

По технико-экономическим условиям недопустимо также большое содержание в газе углекислого газа CO_2 (оно не должно превышать 2%). Очистку газа от CO_2 можно производить под давлением водой, в которой углекислый газ хорошо растворяется. Всего применяется около 20 различных процессов совместной очистки газов от H_2S и CO_2 . Обычно используют два технологических процесса — адсорбцию твердым веществом и абсорбцию жидкостью. В адсорбционных процессах сероводород извлекается из газа путем концентрации его на поверхности твердого материала [16].

2 Технологическая часть

2.1 Выбор метода производства

Хемосорбционные процессы очистки основаны на взаимодействии H_2S и CO_2 с активной частью абсорбента. При этом поглощение идет, как правило, при повышенном давлении и обычной температуре, а регенерация, при которой используется обратимость реакции - при пониженном давлении и повышенной температуре.

Наиболее распространенными абсорбентами являются амины: моноэтаноламин (МЭА), диэтаноламин (ДЭА), диизопропаноламин (ДИЛА), дигликольамин (ДГА), а в последние годы все большее применение находит метипдиэтаноламин (МДЭА). Кроме аминов в качестве абсорбентов используют растворы карбонатов щелочных металлов – K_2CO_3 (поташ) и Na_2CO_3 (кальцинированная сода), а также растворы аминокислот, натриевую соль аминокпропионовой кислоты.

Моноэтаноламиновый процесс – один из старых способов адсорбционной очистки природных, нефтяных и искусственных газов.

Процесс не селективен, на стадии адсорбции одновременно с H_2S при обычных условиях поглощается и CO_2 . Химические реакции протекают одновременно с переходом кислых компонентов из газовой фазы в жидкую.

Движущей силой абсорбции (диффузии), т. е. перехода из газовой фазы в жидкую, является разность парциальных давлений H_2S и CO_2 в газовой фазе и растворе. Молекулы H_2S и CO_2 , преодолевая сопротивление пленки жидкости, вступают в химическую реакцию с МЭА. Образующиеся при этом химические соединения очень быстро удаляются с поверхности раздела фаз и равномерно распределяются во всем объеме раствора.

На практике в расчетах принимают, что реагирует только 60% циркулирующего раствора амина.

Установки моноэтаноламиновой очистки газа подразделяются на крупнотоннажные, стационарные средней мощности и блочные.

Используемый в данной работе диэтаноламиновый процесс по количеству очищаемого газа в мировой практике занимает второе место. Диэтаноламин (ДЭА) $[(OH-CH_2CH)_2NH]$ практически не вступает во взаимодействие с серооксидом углерода. Поэтому он и применяется для очистки газов, содержащих сероорганические соединения.

Упругость насыщенных паров ДЭА при одной и той же температуре на порядок ниже, чем у МЭА. Это позволяет вести процесс очистки при более высоких температурах, что особенно важно при содержании в очищенном газе тяжелых углеводородов, чтобы избежать их конденсации и последующего вспенивания абсорбента.

Растворы ДЭА могут быть насыщены кислыми компонентами без опасности усиления коррозионной активности.

ДЭА регенерируется глубже и с меньшими расходами тепла, чем МЭА. Склонность к вспениванию растворов ДЭА меньше, чем у растворов МЭА, что позволяет более селективное извлечение сероводорода.

Однако наряду с положительными свойствами диэтаноламину также присущи некоторые недостатки. К ним надо отнести меньшую, чем у МЭА, реакционную способность по отношению к кислым газам, что обуславливает несколько повышенные габариты абсорбционного оборудования. К тому же, ДЭА имеет меньшую термическую стабильность, в то время как водные растворы МЭА в отсутствие СО₂; термически устойчивы до 200 °С.

Массовая концентрация диэтаноламинового водного раствора, применяемого в промышленных установках, составляет 20-30 %, но если в этот раствор ввести ингибитор коррозии, то массовую концентрацию ДЭА в растворе можно довести до 48 %. Использование высококонцентрированных растворов ДЭА приводит к уменьшению объемов циркуляции абсорбента, а значит к экономии электроэнергии, а также и к значительной экономии пара, необходимого для десорбции кислых компонентов из насыщенного раствора и, кроме того, дает значительную экономию в капитальных вложениях за счет уменьшения габаритов оборудования.

Диэтаноламиновый процесс используется для очистки высокосернистых газов на Оренбургском, Астраханском, Тенгизском газоконденсатных и газонефтяных месторождениях.

2.2 Выбор места строительства

Тенгизское нефтяное месторождение было открыто в 1979 году и является одним из самых глубоких и крупнейших нефтяных месторождений в мире.

Партнерство с ограниченной ответственностью «Тенгизшевройл» было сформировано 6 апреля 1993 года на основе соглашения между Республикой Казахстан и компанией «Шеврон». В настоящий момент партнерами-собственниками ТОО «Тенгизшевройл» с соответствующими долями являются Шеврон - 50%, Казмунайгаз - 20%, Эксон Мобил Казахстан Венчурс Инк. - 25% и СП «ЛукАрко» - 5%.

Согласно оценкам, извлекаемые запасы нефти в коллекторе Тенгизского месторождения по апрель 2033 года составляют от 750 миллионов до 1.1 миллиарда метрических тонн (6 - 9 млрд баррелей). Общие разведанные запасы Тенгизского коллектора составляют 3 миллиарда метрических тонн (26 млрд. баррелей) и 190 миллионов метрических тонн (1.5 млрд. баррелей) в Королевском месторождении. Коллектор имеет ширину 19 км и длину в 21 км.

В третьем квартале 2008 г. Тенгизшевройл завершил проект расширения мощностей. Суточная добыча нефти увеличится до 70 000 метрических тонн или 560 000 баррелей и на 22 миллиона кубических метров газа или 765 миллионов кубических футов газа в сутки [17].

Завод предназначен для производства товарной (стабилизированной) нефти в количестве 12 миллионов тонн в год.

Завод состоит из 2 комплексно-технологических линий (КТЛ-1 и КТЛ-2), каждая из которых образована 2 нитками. Для повышения производительности завода до 35000 тонн нефти в сутки (12 млн. тонн в год) в 2000 году была введена в эксплуатацию дополнительная пятая нитка. Технологический процесс завода управляется с одной Центральной Операторной, которая находится на территории КТЛ-2.3(5-я нитка). Центральные Операторные на КТЛ-1 и КТЛ-2 имеют рабочую консоль, с которой возможно управление процессом.

Технологический процесс подразделяется на два производства:

- производство нефти и газа;
- производство серы и энергосредств;

На производстве нефти и газа используются следующие установки, половина из них показана на рисунке 1: стабилизации нефти (У-200), очистки нефти (ДМК) и факельное хозяйство (У-1000) объединены в одну секцию. Установки очистки газа (У-300) и обработки кислой воды (У-800) объединены в одну секцию. Установка фракционирования газа (У-700) является отдельной секцией.

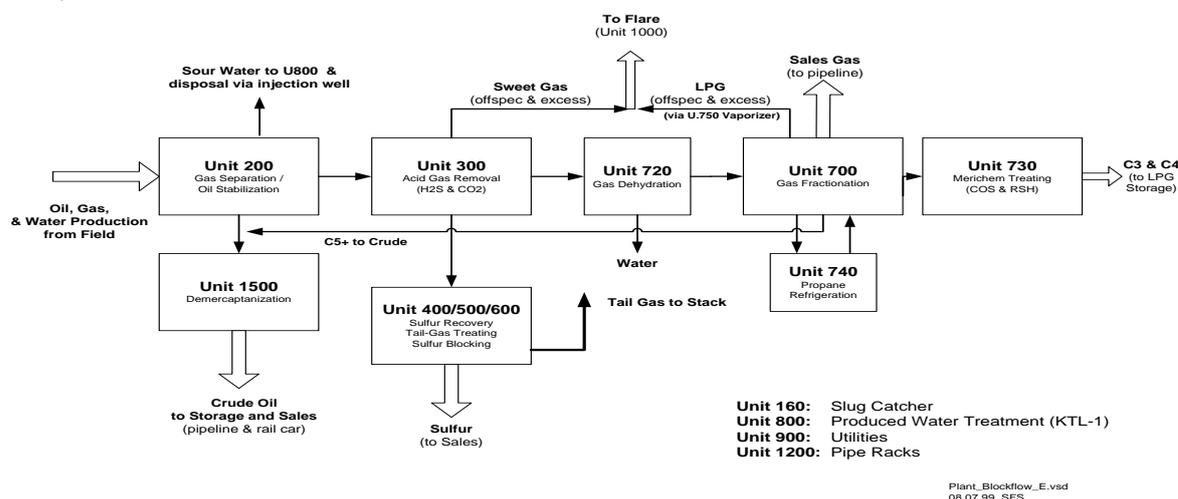


Рисунок 1 – Блок-схема Тенгизского газоперерабатывающего завода

По производству серы и энергосредств используются: установки получения серы (У-400) и доочистки кислых газов (У-500) объединены в одну секцию. Установки энергосредств (У-900, АКС) и химреагентное хозяйство объединены в одну секцию.

Общий генеральный план производства представлен в приложении 4.

2.3 Характеристика сырья

Сырьем установки для очистки от кислых компонентов является попутный нефтяной газ, который отделен от нефти.

В качестве абсорбента использован водный раствор ДЭА в концентрации 33%. ДЭА доставляется (при 85%-ной концентрации) с площадки хранения химреактивов в резервуар амина по трубопроводу, где он разбавляется деминерализованной водой до получения раствора с концентрацией 33%.

Температура застывания для 85%-ного раствора равна -5°C. В таблице 1 приведена характеристика абсорбента [18].

Таблица 1 – Характеристика абсорбента ДЭА

Параметр	Значение
Плотность при 50°C, кг/м ³	1022
Температура отвердевания, °C	-28
Температура кипения, °C	260
Вязкость при 40°C, сП	169

В таблице 2 представлен компонентный состав сырья

Таблица 2 – Компонентный состав сырого газа высокого и среднего давления

Компоненты	Сырой газВД, Моль %	Сырой газ СД, Моль %
Вода	0,32	0,53
Сероводород	12,08	20,85
Двуокись углерода	3,01	3,41
Азот	1,36	0,69
Метан	68,07	47,58
Этан	8,98	13,43
Пропан	3,45	8,61
Сумма бутанов	1,63	3,27
Сумма пентанов	0,67	1,11
Сумма гексанов и выше	0,42	0,49
Сумма меркаптанов	0,00	0,02
COS	0,00	0,02

2.4 Характеристика товарной продукции

Характеристика на товарную продукцию представлена в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика товарной продукции

Компоненты	Обработанный газ ВД, Моль%	Обработанный газ СД, Моль%	Топливный газ НД, Моль%	Кислый газ, Моль%
Вода	0,28	0,80	1,99	7,2
Сероводород	0,00	0,00	0,00	77,22
Двуокись углерода	0,00	0,00	0,10	15,45
Азот	1,48	0,63	0,87	0,00
Метан	77,62	55,34	79,03	0,11
Этан	12,37	20,73	12,81	0,02
Пропан	5,2	14,04	4,083	0,01
Сумма бутанов	2,04	5,77	0,23	0,00
Сумма пентанов	0,69	1,93	0,10	0,00
Сумма гексанов и выше	0,32	0,76	0,04	0,00
Сумма меркаптанов	0,00	0,00	0,00	0,00

Продуктами установки очистки газа являются:

- очищенный газ высокого давления, выводимый далее на установку для разделения его на фракции;
- очищенный газ среднего давления, выводимый на установку для компримирования;
- кислый газ с высоким содержанием сероводорода, выводимый на установку для производства элементарной серы;
- очищенный газ низкого давления, подаваемый на установки стабилизации нефти или на факел [18].

2.5 Описание технологической схемы. Технологический режим

Технологическая схема представлена в рисунке 2 (Приложение 1). Очистка газа проводится в две ступени. Поступающий на очистку газ попадает в сепаратор для отделения сопутствующего ему конденсата. Выходящий с верха сепаратора 1 газ направляется в низ абсорбционной колонны 2, где, поднимаясь вверх, он контактирует на тарелках (или насадке) с 15—17 %-ным водным раствором моноэтаноламина, подаваемого в колонну сверху. В колонне имеется 22—24 ситчатых тарелки. Температура в колонне 2 25—40°C, давление 1,47—1,57 МПа. Частично очищенный газ выводится из колонны сверху и подается в низ абсорбционной колонны 9. На верх этой колонны вводится 33 %-ный раствор ДЭА. Устройство колонны 9 аналогично устройству колонны 2; температура в колонне 9 20—40°C, давление 1,37—1,47 МПа. Если нужно снизить содержание диоксида углерода до 0,001 % (об.), давление на II ступени очистки следует повысить до 2,45—2,94 МПа [10].

Выходящий с низа колонны 2 насыщенный раствор ДЭА нагревается в теплообменниках 4 до 80—90°C регенерированным раствором ДЭА и поступает в десорбер 6. Десорбер представляет собой колонный аппарат, оборудованный 14—16 ситчатыми или желобчатыми тарелками и работающий при давлении 0,15—0,20 МПа. Низ колонны отгорожен глухой тарелкой, с которой раствор ДЭА перетекает в кипятильник 8, где подогревается и с температурой около 130°C возвращается в колонну 2 под глухую тарелку. В десорбере удаляются остатки сероводорода и диоксида углерода. Регенерированный раствор ДЭА насосом 7 направляется в теплообменники 4, водяной холодильник 3 и с температурой 20—30°C возвращается в колонну 2. Туда же насосом 5 подается свежий раствор ДЭА.

Очищенный углеводородный газ, выходящий с верха абсорбционной колонны 9, проходит газосепаратор 13, затем выводится с установки. Насыщенный раствор ДЭА с низа колонны 9 нагревается в теплообменниках 11 и проходит регенерацию в десорбере 14. Регенерированный раствор ДЭА с низа десорбера 14 забирается насосом 12, прокачивается через теплообменники 11 и холодильник 10 и возвращается на абсорбцию в колонну 9. Низ десорбера 14 подогревается за счет тепла кипятильника 17. Выходящие с верха десорбера 14 сероводород и диоксид углерода направляются в десорбер 6. Вместе с десорбированными H_2S и CO_2 после I ступени очистки газы проходят водяной

оборудованный 14—16 ситчатыми тарелками и работающий при давлении 0,15—0,20 МПа. В десорбере удаляются остатки сероводорода и диоксида углерода.

Основными вспомогательными аппаратами процесса служат сепараторы для разделения газа и сопутствующего ему конденсата или нефти, теплообменники для нагрева газа до нужной температуры, а также холодильники для поддержания нужной температуры.

3 Расчетная часть

3.1 Материальный баланс установки

Расчет материального баланса установки сводим в таблицу 4:

Таблица 4 – Материальный баланс установки

Наименование потоков	Объемные, %	тыс. м ³ /год	м ³ /сут	м ³ /ч
Поступило:				
Газ	100	1230000	3843750	160156,25
Итого	100	1230000	3843750	160156,25
Получено:				
Очищенный газ	99,9	1228770	3839906,25	159996
Потери	0,1	1230	3843,75	160,25
Итого	100	1230000	3843750	160156,25

3.2 Материальный баланс абсорбера

Данные расчета состава газового сырья сведены в таблицу 5.

Количество ДЭА определяем в зависимости от расхода сырья и суммарного содержания кислых компонентов.

Содержание кислых компонентов в сырье [19]:

$$Y(K)' = Y(H_2S)' + Y(CO_2)' = 2,16 + 0,72 = 3,46 \% \quad (13)$$

Количество ДЭА в единицу времени определяем с помощью графика, равным, плотность ДЭА при 48⁰С = 1021 кг/л):

$$V_p = 273,98 \text{ м}^3/\text{ч} \text{ или } A_p = 1021 * 273,98 = 279733,58 \text{ кг/ч}$$

Таблица 5 – Состав газового сырья

Компонент	Содержание в сырье, объемные %	Количество, м ³ /ч
Сероводород	2,16	3240
Углекислый газ	0,72	5505
Азот	0,73	1095
Метан	85,68	128520
Этан	4,44	6660
Пропан	1,68	2520
И-Бутан	0,86	1290
Н-Бутан	0,33	495
И-Пентан	0,24	360,25
Н-Пентан	0,13	195
Н-Гексан	0,03	45
Всего	≈100	160156,25

Расчитываем мольный состав регенерированного раствора ДЭА и сводим в таблицу 6:

Таблица 6 – Мольный состав регенерированного раствора ДЭА

	Моль-ная	Количество	Содержание
--	----------	------------	------------

Компонент	масса, M_i	G_i , кг/ч	N_i , кмоль/г	Массовые доли	Мольные доли	M_{cp}
Вода	18	187365,55	10409,2	0,67	0,9221	16,6
ДЭА	105,1	92312,08	878,33	0,33	0,0778	8,18
Сероводород	34,0	27,97	0,82	0,0001	0,00007	0,0024
Углекислый газ	44,0	27,97	0,64	0,0001	0,00006	0,0026
Всего	-	279733,58	11288,98	1,000	1,000	24,78

Рассмотрим количество неочищенного газа и расчет сведем в таблицу 7:

Таблица 7 – Состав неочищенного газа

Компонент	Мольная масса, М	V, кол-во, м ³ /ч	Мольные доли, у'	M_{cp}	G, кол-во, кг/ч	Массовые доли, y_i
Метан	16	111465	0,7431	11,8896	79617,86	0,5454
Этан	30	15945	0,1063	3,189	21354,91	0,1463
Пропан	44	10125	0,0675	2,97	19888,39	0,1362
И-Бутан	58	1440	0,0096	0,5568	3728,57	0,0255
Н-Бутан	58	2400	0,016	0,928	6214,29	0,0426
И-Пентан	72	510	0,0034	0,2448	1639,29	0,0112
Н-Пентан	72	555	0,0037	0,2664	1783,93	0,0112
Н-Гексан	86	315	0,0021	0,1806	1209,38	0,0083
Сероводород	34,0	4110	0,0274	0,9316	6238,39	0,0427
Углекислый газ	44,0	1080	0,0072	0,3168	2121,43	0,0145
Азот	28	1755	0,0117	0,3276	2193,75	0,015
Всего	-	150000	1	21,8	145990,19	1

3.3 Тепловой баланс абсорбера

Количество метана и этана, растворившихся в единицу времени:

$$V(CH_4) = \alpha(CH_4) * V(H_2O) \frac{273}{t + 273}$$

$$V(C_2H_6) = \alpha(C_2H_6) * V(H_2O) \frac{273}{t + 273}, \quad (14)$$

где, α - растворимость метана и этана в воде при температуре поступающего сырья. Принимаем эту температуру, равной $t_c = 42$ °С.

$$V(CH_4) = 0,02369 * 188,689 * \frac{273}{315} = 3,87 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

$$V(C_2H_6) = 0,02915 * 188,689 * \frac{273}{315} = 4,77 \text{ м}^3 / \text{ч},$$

Расходы метана, этана, двуокиси углерода и сероводорода в очищенном газе:

$$V^0(CH_4) = V^C(CH_4) - V(CH_4)$$

$$V^0(CH_4) = 111465 - 3,87 = 111461,13 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

$$V^0(C_2H_6) = V^C(C_2H_6) - V(C_2H_6)$$

$$V^0(C_2H_6) = 15945 - 4,77 = 15940,23 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

$$V^0(CO_2) = V^C(CO_2) * y'(CO_2)$$

$$V^0(CO_2) = 1080 * 0,0070 = 7,56 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

$$V^0(H_2S) = V^C(H_2S) * y'(H_2S)$$

$$V^0(H_2S) = 4110 * 0,015 = 6,17 \text{ м}^3 / \text{ч} \quad (15)$$

где, $y'(CO_2)=0,07$ и $y'(H_2S)=0,0015$ – содержание диоксида углерода и сероводорода в очищенном газе (объемные доли). Все данные сведены в таблицу 8.

Таблица 8 – Состав очищенного газа

Компонент	Мольная масса, М;	V, кол-во, м ³ /ч	Мольные доли, у'	Мср	G, кол-во, кг/ч	Массовые доли, у _i
Метан	16	111461,13	0,7808	12,49	79615,09	0,5878
Этан	30	15940,23	0,1117	3,35	21348,52	0,1576
Пропан	44	10125	0,0709	3,12	19888,39	0,1468
И-Бутан	58	1440	0,0101	0,59	3728,57	0,0275
Н-Бутан	58	2400	0,0168	0,97	6214,29	0,0459
И-Пентан	72	510	0,0036	0,26	1639,29	0,0121
Н-Пентан	72	555	0,0039	0,28	1783,93	0,0132
Н-Гексан	86	315	0,0022	0,19	1209,38	0,0089
Сероводород	34,0	6,17	0,00004	0,0014	9,37	0,00007
Углекислый газ	44,0	7,56	0,00005	0,0022	14,85	0,0001
Всего	-	142760,09	1	21,25	135451,68	1

Расход газов, поглощенных ДЭА:

$$G_k = \sum G_{ci} - \sum G_i = 145990,19 - 185451,68 = 10538,51 \text{ кг/ч}; \quad (16)$$

Расход насыщенного кислými компонентами водного раствора ДЭА равен, кг/ч:

$$A_n = A_p + G_k = 279733,58 + 10538,51 = 290272,09 \text{ кг/ч} \quad (17)$$

Расчет материального баланса абсорбера сводим в таблицу 9:

Таблица 9 – Материальный баланс абсорбера

Наименование потока	Количество, кг/ч
Приход: 1. Неочищенный газ	145990,19
2. Регенерированный раствор ДЭА	279733,58
Итого:	427700,15
Расход: 1. Очищенный газ	135451,68
2. Насыщенный раствор ДЭА	290272,09
Итого:	427700,15

Тепловой баланс абсорбера (таблица 10) составляют для определения температуры, при которой насыщенный абсорбент выводится с аппарата:

$$Q_{vc} + Q_{Ap} + Q_a = Q_v + Q_{An}, \quad (18)$$

Таблица 10 – Тепловой баланс абсорбера

Наименование потока	Количество, кг/ч	Температура, °C	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Неочищенный газ	145990,19	42	216,98	8798,54
Регенерированный раствор ДЭА	279733,58	48	176,64	13724,93
Тепло абсорбции	8335,6	-	1271,63	2950,18
Итого:	-	-	-	25473,65
Расход				
Очищенный газ	135451,68	48	280,69	10562,36
Насыщенный раствор ДЭА	290272,09	$t_n = 50^\circ C$	184,93	14911,29
Итого:	-	-	-	25473,65

Расход тепла с насыщенным абсорбентом:

$$Q_{An} = Q_{vc} + Q_{Ap} + Q_a - Q_v = 25473,63 - 10562,36 = 14911,29 \text{ кВт}. \quad (19)$$

Энтальпия насыщенного абсорбента:

$$H_{t_n}^{жс} = \frac{3600 * Q_{An}}{A_n} = \frac{3600 * 14911,29}{290272,03} = 184,93 \text{ кДж/кг} \quad (20)$$

Температура насыщенного абсорбента:

$$t_n = \frac{H_{t_n}^{жс}}{c_n} = \frac{184,93}{3,71} = 49,84 \approx 50^\circ C \quad (21)$$

3.4 Расчет основных размеров абсорбера

Диаметр абсорбера определяем по формуле:

$$D = \frac{\frac{1800 * L}{\rho_{жс}} + \sqrt{(K_0 C + 95) * \frac{3600 * G}{\sqrt{\rho_n * (\rho_{жс} - \rho_n)}}}}{K_0 C + 35}, \quad (22)$$

где, L – расход насыщенного абсорбента;

$K_0 = 0,3$ – коэффициент;

C = 480 – коэффициент для абсорбера в зависимости от расстояния между тарелками;

G – расход газа;

ρ – плотность жидкости или пара.

Расход насыщенного абсорбента:

$$L = \frac{290272,09}{3600} = 80,63 \text{ кг/с}$$

Расход газового сырья:

$$G = \frac{145990,19}{3600} = 40,55 \text{ кг/с}$$

Плотность газа:

$$\rho_n = \frac{21,8 * 273 * 6,3}{22,4 * (42 + 273) * 0,1} = 53,14 \text{ кг/м}^3$$

Плотность жидкости: $\rho_{ж} = 1020 \text{ кг/м}^3$.

Таким образом диаметр абсорбера определяем, равным

$$D = 2,99 \approx 3 \text{ м}$$

Рабочая высота абсорбера: $H_p = h_1 + H_T + h_2$, (23)

где, $h_1 = h_2 = 1,5 \text{ м}$ - высота верхней и нижней камер, соответственно.

Высота, занятая тарелками: $H_T = (N_d - 1) * h_T$, (24)

где, N_d – число действующих тарелок (30 клапанных тарелок)

h_T – расстояние между тарелкой, принимаем равным $h_T = 0,6 \text{ м}$.

$$H_T = (30 - 1) * 0,6 = 17,4 \text{ м.}$$

Рабочая высота абсорбера: $H = 1,5 + 17,4 + 1,5 = 20,4 \text{ м}$.

3.5 Механический расчет

Определение толщины стенки сферических неотбортованных днищ вертикального сварного абсорбера. Используется материал сталь марки Ст 3.

1) Расчет толщины верхнего днища

Находим условное меридиальное изгибающиеся напряжение в место соединения днища с обечайкой:

$$\sigma_y = \sigma_{ид} * \frac{10}{P_в}, \quad (25)$$

где, $\sigma_{ид}$ – изгибающееся напряжение днища.

$P_в$ – внутреннее давление системы

$$\sigma_y = 140 * \frac{10}{6,3} = 222,2 \text{ Мн/м}^2$$

Номинальную расчетную толщину днища для внутреннего диаметра – $D_в = 2,94 \text{ м}$ при $\sigma_y = 222,2 \text{ Мн/м}^2$ выбираем, равной для ближайшего меньшего значения $\sigma_2 = 210 \text{ Мн/м}^2$ – $S^1_1 = 60 \text{ мм}$.

Толщину стенки с учетом прибавок S_k и S_o находим по формуле:

$$S_1 = S^1_1 = S_k + S_o = 60 + 1 + 1 = 62 \text{ мм}, \quad (26)$$

где, $S_k = 1$; $S_o = 1$ – прибавки к толщине стенок.

2) Расчет толщины нижнего днища

Расчетное давление в нижней части аппарата с учетом гидростатического давления определяется по формуле:

$$P_n = P_c + g \rho_{ж} H_{ж} 10^{-6}, \quad (27)$$

где, $H_{ж} = 1,5 \text{ м}$ – высота жидкости;

$$P_H = 6,3 + 9,81 * 1020 * 1,5 * 10^{-6} = 6,315 \text{ Мн/м}^2.$$

Условное меридиальное изгибающее напряжение в месте соединения днища с обечайкой:

$$\sigma_y = \sigma_{ид} * \frac{0,1}{P_H} = 140 * \frac{10}{6,315} = 221,2 \text{ Мн/м}^2 \quad (28)$$

Номинальную расчетную толщину стенки днища для $D_B = 2,94$ м при $\sigma_y = 221,2 \text{ Мн/м}^2$ выбираем равной $S' = 60$ мм. [20].

Толщина стенки с учетом прибавки C_K и C_O :

$$S = S' + C_K + C_O = 62 \text{ мм.} \quad (29)$$

4 Контрольно-измерительные приборы и автоматизация процесса

4.1 Выбор и обоснование параметров процесса

Контроль технологического процесса включает следующие виды контроля:

- аналитический контроль технологического процесса (таблица 11);
- контроль технологического процесса с помощью систем сигнализации и блокировок.

Температура регулируется посредством регулятора TRCANL-330041, который управляет клапаном TV-330041. Уровень жидкости регулируется регулятором LICANL-330046, который управляет клапаном LV-330046, расположенным на линии выхода жидкости. Уровень жидкости в нижней секции сепаратора регулируется двухпозиционным (вкл./выкл.) регулятором LICANNHL-330028, который открывает/закрывает клапан LV-330028 на линии выхода жидкости по высокому/низкому уровню жидкости соответственно. Ожидается небольшое количество удаляемой жидкости, поэтому данная секция рассчитана на более чем 30-минутный запас.

Вывод амина регулируется регулятором LICANL-330023, который управляет клапаном LV-330023, расположенным на линии слива амина из верхней секции. Уровень в кубе колонны регулируется регулятором LICANL-330002, который управляет клапаном LV-330002, расположенным на линии вывода насыщенного амина из абсорбера в сборник насыщенного амина.

Расходы ДЭА, поступающего в верхнюю, среднюю и нижнюю секции, регулируются регуляторами расхода FICAL-330016, FICAL-330001 и FICAL-330002, которые управляют клапанами FV-330016, FV-330001 и FV-330002 соответственно.

Перепад давления в верхней, средней и в нижней секциях измеряется дифференциальными манометрами PDIAN-330014, 330001 и 330002 соответственно. Уровень в сепараторе очищенного газа регулируется регулятором LICANL-330007, который управляет клапаном LV-330007, расположенным на линии вывода раствора ДЭА из сепаратора. Дополнительно имеется реле высокого уровня LSAHH-330082, которое при высоком уровне открывает второй сбросной клапан LV-330082 на 20 секунд или до восстановления нормального уровня.

Хотя давление в системе ВД регулируется регулятором предусмотрен регулятор PIC-330086, который управляет работой клапана PV-330086 на линии сброса очищенного газа ВД на факел. Данный клапан открывается при срабатывании сигнала анализатора QRAH-330003 о предельно высокой концентрации – 20 ppm H₂S в очищенном газе. (QSAHH – 330003), при этом закрывается клапан –отсекатель QV –330003 на подаче очищенного газа на установку обработки газа, повышается давление в линии очищенного газа высокого давления, что и является причиной открытия этого клапана. Сигнализация (QSAHH - 330003) по высокой концентрации включается при обнаружении уровня 13 ppm H₂S об. в очищенном газе. Такая система

предотвращает поступление газа с чрезмерно высокой концентрацией H_2S , в результате чего будет обеспечен допустимый уровень H_2S в товарном газе.

Отсепарированная нефть накапливается во внутреннем нефтяном кармане и отводится вручную под контролем LG-330/010 в ДНС. Вторая секция используется в качестве буферной емкости жидкости для расположенной ниже по потоку десорбера. Уровень жидкости во второй секции регулируется LICANL-330008, который корректирует уставку по расходу на FIC-330081, который, в свою очередь регулирует расход подачи насыщенного амина в К-3 за счет управления клапаном FV-330081.

Таблица 11 – Аналитический контроль технологического процесса

Наименование потоков	ГОСТ	Контролируемые показатели	Частота контроля
Сырье	2177-82 20287-91 3900-85	Фракционный состав Плотность Содержание сероводорода	1 раз в сутки по необходимости по необходимости
Раствор диэтанолamina	2263-91	Концентрация	ежедневно
Отходящий газ	14810-91 3911-86 14920-88	Углеводородный состав Плотность Содержание H_2S	1 раз в сутки по необходимости по необходимости
Кислый газ	№300-230, 215 №300-250 №300-160	Содержание H_2S Содержание диоксида углерода Содержание углеводородов Содержание азота Содержание воды	раз в неделю раз в неделю раз в неделю раз в неделю раз в неделю

Регенерированный ДЭА подаётся на верх насадочной колонны и расход регулируется регулятором FICAL-330008, который управляет клапаном FV-330008.

Давление в К-3 и Е-1 поддерживается регулятором PICAN-330006, который управляет клапаном PV-330006, расположенным на линии газа, выходящего с верха К-1. В случае выделения незначительного количества газа, например, при запуске, минимальное давление 5 бар абс. поддерживается регулятором давления прямого действия PCV-330/090 за счет подачи топливного газа. Выходящий с верха колонны очищенный газ направляется в сепаратор F-203.3 через эжектор газа мгновенного испарения GB-201.3, или выводится на факел.

Для осуществления нормального режима протекания технологического процесса очистки попутного газа от сероводорода, необходимо строго придерживаться параметрам данного процесса. Одним из важнейших методов контроля, является лабораторный анализ сырья, реагентов, побочных конечных продуктов процесса.

Также автоматизация и управление технологической схемой представлен в приложении 3.

5 Охрана окружающей среды

5.1 Характеристика выбросов загрязняющих веществ в атмосферу

Тенгизский газоперерабатывающий завод является большим промышленным производством, где неизбежно оказывается воздействие на окружающую среду, в том числе на атмосферный воздух, как стационарными источниками, так и передвижными источниками выбросов [18].

В таблице 12 приведены данные о выбросах загрязняющих веществ в атмосферу и объема сжигаемого газа на факелах Тенгизского газоперерабатывающего завода в 2004 и в 2007 гг.

Таблица 12 – Данные о выбросах ГПЗ в 2004 и 2007 гг.

Наименование		Объем газа, сжигаемого на факелах (млн.м ³)	Объем сжигаемого газа на факелах (тн)	Валовые выбросы, тн
2007	Обессер. газ	507, 3	487 485,50	11 753,05
	Сухой газ	108, 5	93 410,25	2 208,02
	Кислый газ	0, 887	1 420,92	2 152,88
	Сырой газ	0, 384	506,35	293,00
	ШФЛУ	-	0,00	0,00
	Пропан	2, 2	4 317,32	102,58
	Бутана	1, 6	4 450,65	105,75
Всего		620, 9	591 591	16 615,27
01.06.2004г.	Обессер. газ	127, 1	122 148	2 944,93
	Сухой газ	63, 0	54 257,19	1 282,52
	Кислый газ	0, 669	1 071,83	1 623,97
	Сырой газ	0,107	140,77	81,46
	Пропан	2, 7	5 502,87	130,75
	Бутана	0,758	2 033,90	48,32
Всего		194, 3	185 154,56	6 111,95

Из данных таблицы видно, что значительные количества вредных веществ выбрасывается в окружающую среду.

В выбросах в атмосферу от ГПЗ содержатся: азота оксиды, углеводороды, серы диоксид, сероводород, углерода оксид, пыль серы, меркаптановые соединения, углерода сероокись, метанол, натрия гидроокись, сульфиды, диэтаноламин и другие, в незначительном количестве.

По степени воздействия на человека в атмосферу от объектов ТОО «Тенгизшевройл» выбрасываются вещества 4-х классов санитарной опасности; 4 вещества 1 класса опасности; 14 веществ 2 класса опасности; 22 веществ 3-4 классов опасности. По данным статистической отчетности (форма №1-4 ЭМ) выбросы загрязняющих веществ в 2004 году за I квартал определены в объеме от стационарных источников 14346,904 тонн, передвижных источников 840,751 тонн.

Компания «Тенгизшевройл» совместно с ТОО «Казэкопроект» разрабатывает «Проект организации и обустройства санитарно-защитной зоны Тенгизского месторождения на полное развитие», в котором будут

скорректированы размеры санитарно-защитной зоны Тенгизского месторождения на перспективу развития с учетом ввода в эксплуатацию объектов второго и третьего поколений. Также в ТШО имеется разработанный план мероприятий по регулированию выбросов в период неблагоприятных метеорологических условиях (НМУ), рассмотрены все возможные метеорологические ситуации, который согласован Атырауским областным управлением экологии и природных ресурсов [21,22].

5.2 Снижение выбросов в атмосферу за счет планируемых мероприятий

Наибольший ущерб окружающей среде наносит неполное использование извлекаемых из недр ресурсов нефтяного газа, особенно при наличии в нем сероводорода. Неиспользованную часть его ресурсов сжигают на факелах, загрязняя при этом углеводородами, сероводородом или продуктами их сгорания такими как: CO₂, CO, SO₂, NO₂ и сопутствующие компоненты.

Поэтому сокращение и ликвидация потерь нефтяного газа, обеспечение наиболее полного использования его ресурсов – важная задача не только для повышения экономической эффективности нефтяной промышленности, но и для охраны окружающей среды. И эта задача решается, в основном, путем внедрения более совершенной техники и технологии, новых методов, основанных на последних достижениях науки и техники.

Понимая актуальность поставленных задач, компания “Тенгизшевройл” на основании вышеизложенных мероприятий значительно увеличит долю утилизируемого газа, что позволит им существенно снизить количество газа, сжигаемого на факелах. В таблице 13 приведены объемы добычи и переработки попутного газа по месторождениям ТОО «Тенгизшевройл» за 2004-2010 гг.

Таблица 13 – Объемы добычи и переработки попутного газа по месторождениям ТОО «Тенгизшевройл» за 2004-2010 гг.

Годы	Валовая добыча попутного газа, млн. м ³	Сжигание на факеле		Технологические решения	
		млн. м ³	%	Переработка, млн. м ³	Закачка в пласт, млн. м ³
2004	6,811	522	7,6	6,290	-
2005	6,865	528	7,7	5,016	1,177
2006	8,317	606	7,2	6,379	1,332
2007	12,731	595	4,6	9,902	2,234
2008	12,827	500	3,9	10,093	2,234
2009	12,638	500	3,9	9,904	2,234
2010	14,163	500	3,5	10,759	2,904

Из табличных данных видно, что уровень объемов сжигания газа на факелах составляет от 7,6% до 3,5%, по отношению от общей валовой добычи газа. Физические объемы сжигаемого газа будут уменьшаться за счет внедряемых мероприятий, независимо от увеличения валовой добычи газа.

6 Безопасность и охраны труда

6.1 Организационные мероприятия

Трудовой кодекс Республики Казахстан от 15 мая 2007 года регулирует трудовые отношения, возникающие в процессе реализации гражданами конституционного права на свободу труда в Республике Казахстан.

Обеспечение здоровых и безопасных условий труда возлагается на администрацию предприятий. Администрация обязана внедрять современные средства техники безопасности, предупреждающие производственный травматизм, обеспечивать санитарно-гигиенические условия, предотвращающие возникновение профессиональных заболеваний рабочих и служащих (СН 245-05).

При проектировании, строительстве и эксплуатации производственных зданий и сооружений необходимо соблюдать правила и нормы по охране труда.

6.2 Противопожарная профилактика

Нефть и нефтепродукты, подвергаемые переработке на заводах, пожаро- и взрывоопасны и при неправильной организации технологического процесса или несоблюдения определенных требований безопасности загораются, горят, вызывают пожары и взрывы, влекущие за собой аварии, термические ожоги и травмирование работающих. Поэтому газоперерабатывающие заводы относятся к категории Б - горючие пыли или волокна, ЛВЖ с температурой вспышки более 28⁰С. ГЖ в таком количестве, что могут образовываться взрывоопасные пылевоздушные смеси, при воспламенении которых развивается расчетное, избыточное давление взрыва в помещении, превышающее 5 кПа.

Взрывы и пожары на нефтеперерабатывающих заводах могут вызываться так называемым статическим электричеством. При накоплении зарядов до определенного предела может произойти электрический разряд, искра которого способна вызвать воспламенение горючей смеси. Кроме того, статическое электричество неблагоприятно действует на организм человека. Одним из основных способов борьбы со статическим электричеством является *заземление* аппаратов, емкостей и трубопроводов.

Между цехами, установками /СНиП 21-01-97/, резервуарными парками, содержащими горючие и легковоспламеняющиеся жидкости, делают *противопожарные* разрывы, затрудняющие распространение огня.

Чтобы ограничить распространение огня внутри здания, применяют огнестойкие строительные конструкции и материалы, в больших производственных и складских помещениях площадь разделяют несгораемыми противопожарными стенами – *брандмауэрами*, возвышающимися над крышей и преграждающими распространение огня из одной части помещения в другую. Иногда, чтобы предотвратить разрушение зданий взрывоопасных цехов при взрывах, часть панелей в стенах делают *легко разрушаемыми*, а крыши – *легко сбрасываемыми*. Тогда при взрыве они быстрее разрушаются или сбрасываются,

давление внутри помещения снижается и основные строительные конструкции здания не успевают разрушиться.

Чтобы прекратить горение разлившейся жидкости в лотках и траншеях, где расположены продуктопроводы, через определенные расстояния устанавливают *земляные перемычки*. Во избежание распространения огня по производственной канализации на выходах из аппаратов и производственных помещений, а также с площадок ставят *гидравлические затворы*, высота запирающего слоя воды в которых должна быть не менее 25 см.

Однако нельзя применять воду для тушения пожара в местах, где расположено электрооборудование, находящееся под током. Недопустимо применение воды для тушения веществ, воспламеняющихся при контакте с водой.

Для обеспечения тушения пожаров водой на нефтеперерабатывающих предприятиях устраивают *противопожарные водопроводы высокого или низкого давления*. В водопроводах высокого давления необходимый во время пожара напор воды создается стационарно установленными насосами. В водопроводах низкого давления напор воды создается так называемыми *автонасосами*. На автонасосе к месту пожара подвозят боевой расчет пожарников и необходимое пожарное оборудование. Воду для тушения берут из подземных гидрантов водопроводной сети, установленных вдоль дорог и проездов.

Другим средством тушения пожаров на нефтеперерабатывающих заводах является водяной пар. Его огнегасительное действие основано на разбавлении им воздуха в сфере огня: при количестве пара в воздухе 35% (об.) горение в помещении прекращается. Применение водяного пара ограничено: он эффективен в помещениях, объем которых не более 500 м³ и в местах, недоступных для притока воздуха.

Для получения химической пены применяют *пеногенераторный порошок*, состоящий из двух смешанных частей – кислотной и щелочной. Химическую пену используют как в стационарных установках пожаротушения, так и в ручных огнетушителях.

Все большее распространение получают новые средства тушения пожара. К ним относятся *галогидрированные углеводороды*, представляющие собой газы или легко кипящие жидкости, тормозящие химическую реакцию горения. Находят применение порошкообразные *огнегасительные средства*, которые выбрасываются на очаг пожара давлением инертного газа.

Полностью безопасных и безвредных производств не существует. Задача охраны труда – свести к минимуму вероятность несчастного случая или заболевания работающего с одновременным обеспечением комфортных условий при максимальной производительности труда [27].

7 Экономический раздел

7.1 Расчет капитальных затрат

В таблице 14 приведена первоначальная стоимость основных производственных фондов установки:

Таблица 14 – Первоначальная стоимость основных производственных фондов установки

Наименование основных производственных фондов	Первоначальная стоимость	
	тыс. тенге	%
Здания	5514930	20,38
Сооружения и передаточные устройства	8286000	30,62
Рабочие и силовые машины и оборудование	13267665	49
Итого:	27068595	100

Удельные капитальные вложения определяются по формуле:

$$K_{уд} = \frac{\Phi}{Q_{фак}} \quad (30)$$

где, $K_{уд}$ – удельные капиталовложения, тенге;

Φ – стоимость основных фондов действующей установки, тенге;

$Q_{фак}$ – производительность действующей установки, т/год.

$$K_{уд} = 27068595 / 1500000 = 18 \text{ тыс.тенге}$$

Капитальные затраты проектируемой установки определяют:

$$K = K_{уд} \times Q_{пр} \quad (31)$$

где, K – капитальные затраты проектируемой установки, тенге;

$Q_{пр}$ – производительность проектируемой установки, т/год.

$$K = 18 \times 1230000 = 22140000 \text{ тыс.тенге}$$

Численность основных производственных рабочих ведется с учетом графика сменности. Используя график сменности, на установке составляют баланс рабочего времени (таблица 15) одного среднесписочного рабочего.

Таблица 15 – Расчет баланса рабочего времени

Наименование показателей	При 8-часовом рабочем дне
Календарное число дней (T_k)	365
Не рабочие дни:	
Выходные	91
Праздничные	9
Итого:	100
Номинальное число дней (T_n)	265
Планируемые дни не выхода:	
очередные и дополнительные отпуска	24
невыходы по болезни	10
выполнение государственных и общественных обязанностей	1
Отпуска в связи с учебой без отрыва от производства	1
Итого:	36
Эффективный фонд времени, дней ($T_{эф}$)	229
Эффективный фонд времени, час	1832

Явочное число рабочих в смену определяется по формуле:

$$H_{яв} = \frac{T_n}{T_{эф}} = 265/229 = 1,157 \quad (32)$$

где, T_n – количество номинальных число дней;

$T_{эф}$ – эффективный фонд времени.

В таблице 16 сведен расчет численности основных производственных рабочих.

Таблица 16 – Расчет численности основных производственных рабочих

Наименование профессий рабочих	Разряд	Явочная численность		Система оплаты	Штатное число рабочих
		в смену	в сутки		
Оператор технологической установки	6	1	3	повременная	3
Оператор	5	3	9		10
Оператор	3	2	6		7
Машинист	5	2	6		7
Машинист	4	1	3		3
Итого:			27		30

Определяем фонд заработной платы по тарифу: $\Phi_T = D_{ст} \times H \times T_{эф}$ (33)

где, Φ_T – фонд заработной платы по тарифу, тенге;

$D_{ст}$ – дневная тарифная ставка, тенге;

H – списочная норма численности;

$T_{эф}$ – эффективный фонд рабочего времени.

$$D_{ст} = \frac{D_{ст6}H_{ч6} + D_{ст5}H_{ч5} + D_{ст3}H_{ч3} + D_{ст5}H_{ч5} + D_{ст4}H_{ч4}}{H_{ч6} + H_{ч5} + H_{ч3} + H_{ч5} + H_{ч4}} \quad (34)$$

Расчет годового фонда заработной платы основных производственных рабочих приводится в таблице 17.

Таблица 17 – Заработная плата основных производственных рабочих

Наименование профессий рабочих	Количество	Тарифные разряды	Тарифные ставки, тг		Размер премии, %
			Часовые	Дневные	
Оператор технологической установки	3	6	192	1536	50
Оператор	9	5	164	1312	50
Оператор	6	3	109,7	877,6	50
Машинист	6	5	164	1312	50
Машинист	3	4	131	1048	50
Итого:	27				

$$D_{ст} = 1211,02$$

$$\Phi_T = 1211,02 * 27 * 229 = 7487736,66 \text{ тенге}$$

$$\text{Фонд премии: } \Phi_{прем} = \frac{\Phi_T \times \Pi}{100\%} = 7487736,66 * 50 / 100 = 3743868,33 \text{ тенге} \quad (35)$$

где, П – размер премии, %.

$$\text{Доплата за работу в ночное время: } D_{\text{ноч}} = \frac{\Phi_T \times h}{T_{\text{сут}}} \times h_{\text{ноч}} \quad (36)$$

где, h – число ночных часов в сутках, равное 8 часам;

$T_{\text{сут}}$ – число часов работы предприятия в сутки, равно 24 часам;

$h_{\text{ноч}}$ – коэффициент доплаты за работу в ночное время, равный 1/5.

$$D_{\text{ноч}} = 7487736,66 * 8 / 24 * 5 = 499182,44 \text{ тенге}$$

$$\text{Доплата за работу в праздничные дни: } D_{\text{празд}} = \Phi_T * 2,47 / 100\% \quad (37)$$

где, 2,47 – число праздничных дней, %

$$D_{\text{празд}} = 7487736,66 * 2,47 / 100 = 184947,09 \text{ тенге}$$

При непрерывном режиме работы, при продолжительности смены 8 часов, имеет место переработка часов по графику. Доплата за переработку определяется:

$$D_{\text{перер}} = \frac{D_{\text{СТ}} \times t_{\text{перер}}}{2} \quad (38)$$

где, $t_{\text{перер}}$ – количество переработанных дней.

$$t_{\text{перер}} = T_{\text{пл}} - T_{\text{н}} = 12 \text{ дней} \quad (39)$$

$$D_{\text{перер}} = 1211,02 * 12 / 2 = 7266,12 \text{ тенге}$$

Определяем основной фонд заработной платы:

$$\Phi_{\text{осн}} = \Phi_T + \Phi_{\text{прем}} + \Phi_{\text{ноч}} + \Phi_{\text{празд}} + \Phi_{\text{перер}} \quad (40)$$

$$\begin{aligned} \Phi_{\text{осн}} &= 7487736,66 + 3743868,33 + 499182,44 + 184947,09 + 7266,12 = \\ &= 11923000,64 \text{ тенге} \end{aligned}$$

Дополнительная заработная плата:

$$\Phi_{\text{доп}} = \frac{\Phi_{\text{осн}} \times D}{T_{\text{эф}}} \quad (41)$$

где, D – дни невыхода.

$$\Phi_{\text{доп}} = 11923000,64 * 36 / 229 = 1874358,17 \text{ тенге}$$

Полный фонд заработной платы:

$$\Phi_{\text{пол}} = \Phi_{\text{осн}} + \Phi_{\text{доп}} \quad (42)$$

$$\Phi_{\text{пол}} = 11923000,64 + 1874358,17 = 13797358,81 \text{ тенге}$$

с учетом коэффициента:

$$\Phi_{\text{пол.р.к.}} = 1,7(\Phi_{\text{осн}} + \Phi_{\text{доп}}) \quad (43)$$

$$\Phi_{\text{пол.р.к.}} = 1,7(13797358,81) = 23455509,98 \text{ тенге}$$

Определяем отчисления на социальное страхование:

$$\Phi_{\text{соц.стр}} = \frac{\Phi_{\text{пол}} \times 30\%}{100\%} \quad (44)$$

$$\Phi_{\text{соц.стр}} = 13797358,81 * 30 / 100 = 4139207,64 \text{ тенге}$$

Определяем отчисление в пенсионный фонд:

$$\Phi_{\text{пенс}} = \Phi_{\text{полн}} * 10 / 100 \quad (45)$$

$$\Phi_{\text{пенс}} = 1379735,88 \text{ тенге}$$

Среднемесячная заработная плата:

$$\Phi_{\text{ср.мес}} = \frac{\Phi_{\text{пол.р.к.}}}{\sum H_{\text{ч}} \times 12} = 23455509,98 / 27 * 12 = 72393,54 \text{ тенге} \quad (46)$$

7.2 Расчет калькуляций себестоимости продукции

В таблице 18 произведен расчет производственной программы:

Таблица 18 – Расчет производственной программы

Вид сырья и продукции	% отбора	Годовой объем, м ³
Взято сырье:		
Попутный газ	100	1230000
Итого:	100	1230000
Получено:		
Калькулируемая продукция		
Очищенный газ	92,78	1141194
Не калькулируемая продукция (попутная)		
Кислый газ	7,12	87576
Итого:	99,9	1228770
Потери:	0,1	1230
Всего:	100	1230000

В таблице 19 сведен расчет затрат на сырье и вспомогательные материалы

Таблица 19 – Расчет затрат на сырье и вспомогательные материалы

Наименование сырья и вспомогательного материала	Количество, на которое установлена норма расхода	Норма расхода	Годовой расход	Цена	Сумма на весь объем тыс. тенге
Попутный газ	1230000	1	1230000	2900	3567000
Вспомогательный материал					
Раствор ДЭА	92312	0,075	6923,4	37545	259939
Итого:	-	-	-	-	3809539

В таблице 20 можете увидеть данные расчета затрат на сырье и энергию:

Таблица 20 – Расчет затрат на сырье и энергию

Наименование затрат	Количество, на которое установлена норма расхода	Норма расхода	Годовой расход	Цена за единицу, тенге	Сумма на весь объем, тыс. тенге
Пар, Гкал	1141194	0,0007	798,84	527,97	439,8
Вода оборотная, тыс. м ³	1141194	0,057	65048,06	822,47	55792,25
Эл.энергия, тыс. кВт*ч / т	1141194	0,025	28529,2	263,44	7837,92
Итого:					64069,97

Расчет амортизационных отчислений: $A = \frac{K \times H}{100}$ (47)

где, Н – норма амортизации, %

$$A = 22140000 * 10,5 / 100 = 2324700 \text{ тенге}$$

Затраты на текущий ремонт: $Z_{\text{тр}} = A * H / 100$ (48)

где, Н – норма на текущий ремонт, %

$$Z_{тр} = 2324700 * 15 / 100 = 348705 \text{ тенге}$$

Затраты на содержание и эксплуатацию оборудования определяют по формуле: $Z_{с.эк} = A + Z_{м.р.} = 2324700 + 348705 = 2673405$ тенге (49)

Расчет затрат на внутризаводскую перекачку проводится по формуле:

$$Z_{в.н} = Q \times C = 1230000 * 0,22 = 270600 \text{ тенге} \quad (50)$$

где, С – стоимость одной тонны перекачки, тенге.

Сумма прямых затрат показан в таблице 21.

Таблица 21 – Сумма прямых затрат

Наименование статей	Сумма, тыс. тенге
Энергетика	64069,97
Заработная плата	23455,5
Отчисление на социальное страхование	4139,2
Затраты на содержание и эксплуатацию оборудования	2660,36
Внутризаводская перекачка	269,28
Итого:	94594,31

$$\text{Цеховые расходы определяют по формуле: } Ц_p = \frac{П_p \times H}{100} \quad (51)$$

где, $П_p$ – прямые затраты, тыс. тенге;

Н – норма цеховых расходов, %.

$$Ц_p = 94594,31 * 2,8 / 100 = 2658,72 \text{ тыс. тенге}$$

$$\text{Общезаводские расходы определяют по формуле: } O_3 = \frac{П_p \times H_{о.р}}{100} \quad (52)$$

где, O_3 – величина общезаводских расходов;

$H_{о.р}$ – норма общезаводских расходов, %.

$$O_3 = 94594,31 * 15 / 100 = 14189,15 \text{ тыс. тенге}$$

Путем суммирования всех статей затрат определяют производственную себестоимость всей выработанной продукции.

$$C_{впр} = 3809539 + 94594,31 + 14189,15 + 2658,72 = 3920981,18 \text{ тыс. тенге}$$

Калькулирование себестоимости продукции. Калькулирование – это расчет себестоимости единицы продукции или выполненной работы. Форма, по которой производится этот расчет, называется калькуляцией. В зависимости от целевого назначения все продукты получаемые на установке делят на основные (калькулируемые) и попутные (не калькулируемые) [28].

Попутная продукция оценивается:

$$\text{Кислый газ: } 87576 * 2900 = 253970,4 \text{ тыс. тенге}$$

$$\text{Сероводород: } 1230 * 2880 = 3542,4 \text{ тыс.тенге}$$

Стоимость попутной продукции исключается из общей суммы затрат по процессу:

$$3920981,18 - 249406,56 = 3671547,62 \text{ тыс.тенге}$$

Себестоимость одной тонны основной продукции составит:

$$C = \frac{Z_0}{Q_0} = 3671547,62 / 1190,08 = 3085,13 \text{ тенге} \quad (53)$$

где Z_0 – затраты на весь выпуск основной продукции, тыс. тенге.

7.3 Расчет основных технико-экономических показателей

Данные стоимости основной продукции проведены в таблице 22:

Таблица 22 – Стоимость основной продукции

Наименование продукции	Количество, т	Себестоимость		Цена	Валовый доход
		1м ³ , тг	Всего выпуска, тыс. тг	1м ³ , тг	Всего выпуска, тыс. тг
Газ	1106769,7	3085,13	3414528	4000	4427079
Итого:			3414528		4427079

$$\text{Показатель фондоотдачи: } \Phi_o = \frac{T_n}{\Phi} = 4427079 / 22140000 = 0,19 \text{ тенге} \quad (54)$$

где, T_n – стоимость товарной продукции, тыс. тенге;

Φ – стоимость ОПФ, тыс. тенге.

$$\text{Показатель трудоемкости: } T_p = \frac{\text{норма} \times \text{часы}}{\text{годовой выпуск}} = 229 \times 24 / 1141194 = 0,005 \text{ час/т} \quad (55)$$

$$\text{Выработка на одного работающего: } \Pi_{mp} = \frac{T_n}{n} = 4427079 / 30 = 147569 \text{ тыс. тенге} \quad (56)$$

где, n – число работающих, чел.

Прибыль рассчитывается исходя из следующего:

$$\Pi_{пл} = ВД - С_{пл} = 4427079 - 3414528 = 1012551 \text{ тыс.тенге} \quad (57)$$

Рассчитаем рентабельность по формуле:

$$P = \frac{\Pi_{пл}}{C_{пл}} \times 100\% = 1012551 / 3414528 * 100 = 30 \% \quad (58)$$

$$\text{Срок окупаемости составит: } C_{ок} = \frac{K}{\Pi_{пл} - H} \quad (59)$$

$$H = 1012551 * 0,3 = 303765,3 \quad C_{ок} = \frac{22140000}{1012551 - 303765,3} = 3,3 \text{ года} \quad (60)$$

Коэффициент экономической эффективности: $1 / 3,3 = 0,3$

В таблице 23 показаны общие технико-экономические показатели

Таблица 23 – Сводные технико-экономические показатели

Показатели	По проекту
Мощность, м ³	1230000
Товарная продукция, тыс. тенге	4427079
Капитальные затраты, тыс. тенге	22140000
Численность работающих, чел.	30
Выработка на одного работающего, тенге/ чел.	147569
Фондоотдача, тенге	0,19
Прибыль, тыс.тенге	1012551
Срок окупаемости затрат, лет	3,3
Рентабельность, %	30

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Казахстан занимает 15-е место в мире по добыче газа и обладает большими газовыми ресурсами. Газ – ценный вид топлива, поэтому ему уделяется значительное внимание. В Казахстане достаточно газоперерабатывающих заводов. Но перед переработкой необходимо очистить газ от таких компонентов, как сероводород, оксид углерода и других кислых компонентов, ухудшающих качество сырья.

В данном дипломном проекте выбран диэтаноломиновый процесс очистки попутных газов от кислых компонентов. По количеству очищаемого газа в мировой практике он занимает второе место. Диэтанолламин способен очищать газ, содержащий кислые компоненты.

Упругость насыщенных паров диэтанолламина при одной и той же температуре на порядок ниже, чем у моноэтанолламина. Это позволяет вести процесс очистки при более высоких температурах, что особенно важно при содержании в очищенном газе тяжелых углеводородов, чтобы избежать их конденсации и последующего вспенивания абсорбента.

Местом строительства выбран Тенгизский газоперерабатывающий завод, где на аминовой установке происходит очистка газа диэтанолламином. Насыщенный сероводородом раствор диэтанолламина регенерируется. Регенерационные газы с высоким содержанием сероводорода направляются на установку доочистки кислых газов для дальнейшего получения серы (процесс Клауса), а обессеренный газ высокого давления направляется на установку газодифракционирования.

Большое внимание уделено технике безопасности и охране окружающей среды, что играет важную роль в проектировании промышленных предприятий.

Подсчитаны технико-экономические показатели процесса, срок окупаемости составляет 3,3 года, а рентабельность – 30%.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

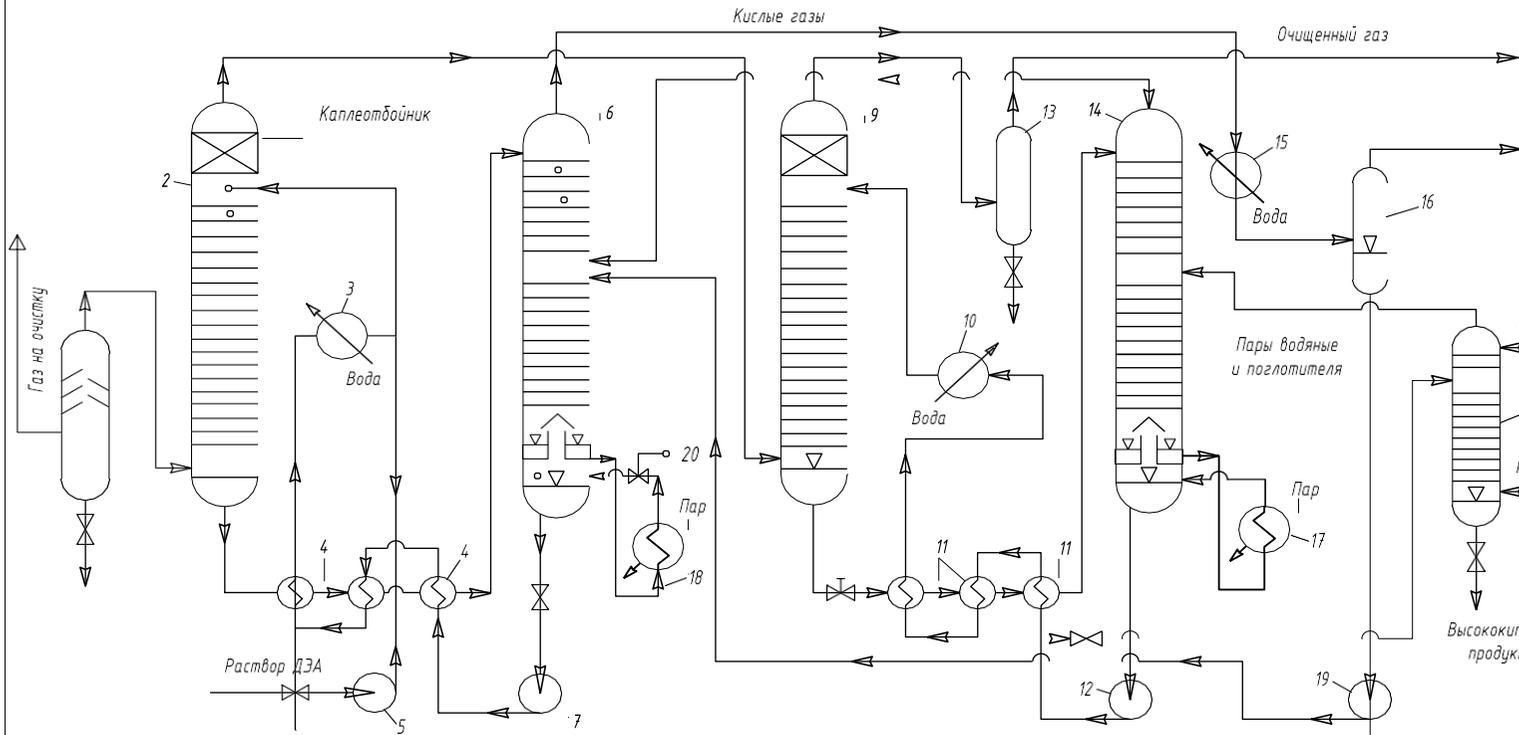
- 1 Чуракаев А. М. Газоперерабатывающие заводы и установки. – М.: Недра, 1994
- 2 Мурин В.И., Кисленко Н.Н., Сурков Ю.В. Технология переработки природного газа и конденсата. Справочник, ч.1. –М.:Недра-Бизнесцентр, 2002
- 3 Широкова Г.С. Современные способы очистки углеводородных газов от H_2S , CO_2 и меркаптанов // Газскрэтэк – 2007
- 4 Агаев Г.А., Настека В.И., Сеидов З.Д. Окислительные процессы очистки сернистых природных газов и углеводородных конденсатов. – М.:Недра, 1996. 287 с.
- 5 Катков А.Л., Малов Е.И., Коптенармусов В.Б. и др. Очистка углеводородных газов от сернистых соединений H_2S , RSH и SO_2 сорбентами на основе железомарганцевых композиций // Нефть и газ. – 2008 - №1 – с.87-93
- 6 Очистка промышленных выбросов и утилизация отходов. Сборник научных статей. – Л.:1985.
- 7 Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976
- 8 Агабеков В.Е. Нефть и газ. Добыча, комплексная переработка и использование. – Минск: БГТУ, 2003.
- 9 Кузнецов А.А. и др. Расчеты процессов и аппаратов газоперерабатывающих заводов. – Л.: Химия, 1974
- 10 Альбом технологических схем / под ред. Б.И.Бондаренко.–М.: Издательство РГУ нефти и газа им. И.М.Губкина, 2003
- 11 Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.:Химия, 1971
- 12 Эрих В.Н., Расина М.Г., Рудин М.Г. Химия и технология нефти и газа. – Л.: 1985
- 13 Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа. – М.: Химия, 2001
- 14 Омаралиев Т.О. Специальная технология переработки нефтяного сырья. –Астана: Фолиант, 2004
- 15 Кенжегалиев А. Экологическое состояние Тенгизского месторождения и пути его оздоровления // Нефть и газ Казахстана. – 1996 – №2 – с.119-121
- 16 Технология переработки нефти. Ч.1. Первичная переработка нефти / под ред. О.Ф.Глаголевой, В.М. Капустина. – М.: Колосс, 2006
- 17 Тенгизшевройл // Электронная версия на сайте <http://www.tengizchevroil.com/about.htm>
- 18 Тенгизшевройл. Технологический регламент установки 300 КТЛ-2
- 19 Машиностроение. Энциклопедия в сорока томах. Том 4. Машины и аппараты химических и нефтехимических производств. – М.: Машиностроение, 2004
- 20 Лацинский А. А. и Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Справочник.- Л.: Машиностроение, 1970

- 21 Драйден Р.Л. Хранение комовой серы и охрана окружающей среды // Нефть и газ Казахстана №2. –1996 – с.119-121
- 22 Белов П.С. Экология производств химических продуктов из углеводородов нефти и газа. – М.: Химия, 1991
- 23 Пирогов С.Ю., Акулов Л.А., Ведерников М.В. Природный газ. Метан.– СПб.:НПО «Профессионал», 2006. 848 с.
- 24 Трудовой кодекс Республики Казахстан от 15 мая 2007г. № 252 - III
- 25 Лебедева Л.Н., Охрана труда в дипломных проектах. Методические указания. – Алматы.: - КазНТУ. - 2003
- 26 Сорокин Ю.Г. Охрана труда в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Правила и нормы. Справочник. – М.: Химия, 1985
- 27 Иванов Е.Н. Основы пожарной защиты нефтеперерабатывающих заводов. – М.: Химия, 1977
- 28 Зубарева В.Д. Задачник по экономике нефтяной и газовой промышленности. - М.: Экономикс, 1993.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Технологическая схема

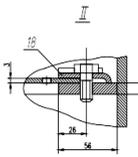
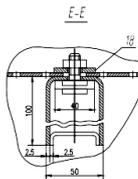
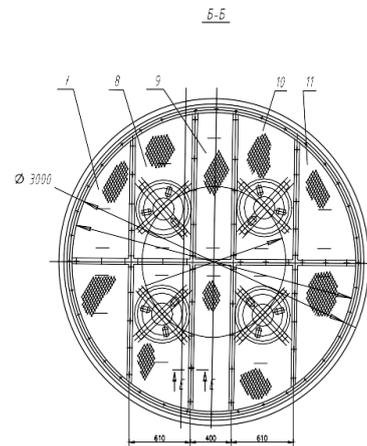
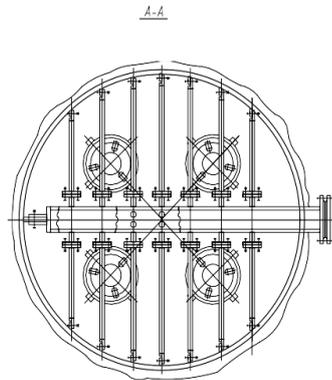
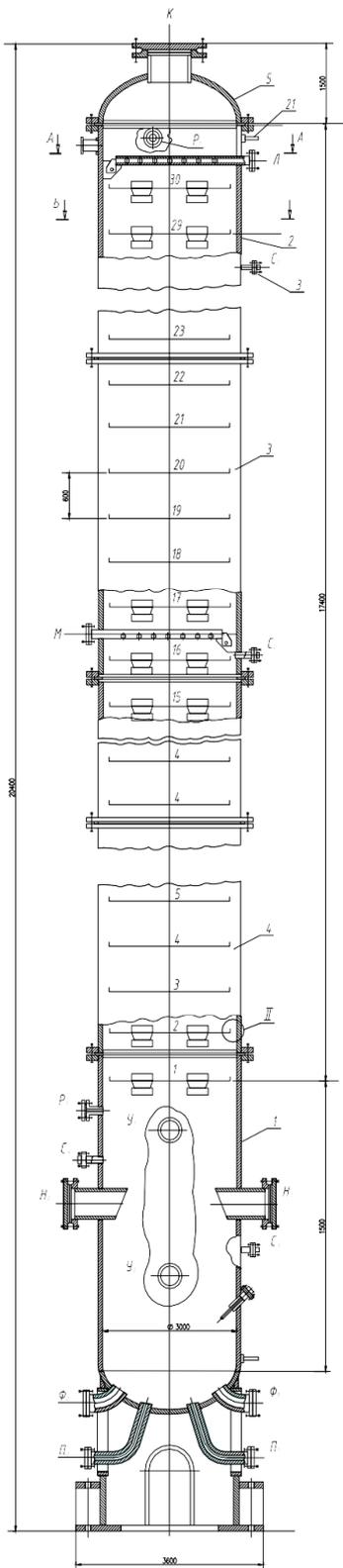
ДП. 05072100. 18. 001



Поз.	Обозначен.	Наименование	Кол.	Примечание
1		Газосепаратор	1	
2		Абсорбционная колонна	1	
3		Водяной холодильник	1	
4		Теплообменник	3	
5		Насос	1	
6		Десорбер	1	
7		Насос	1	
8		Паровой кипяильник	1	
9		Абсорбционная колонна	1	
10		Водяной холодильник	1	
11		Теплообменник	3	
12		Насос	1	
13		Газосепаратор	1	
14		Десорбер	1	
15		Водяной холодильник	1	
16		Газоводоотделитель	1	
17		Паровой кипяильник	1	
18		Отгонная колонна	1	
19		Насос	1	

ДП. 05072100. 18. 001

Проект установки очистки газа		Компания ООО «Солар» г.о. Хатлон ул. 1706-18	
Исполнитель: «Альфарта ИТ» Проект: «Установка №1» Составитель: Рабатов С.И.	Технологическая схема	Колосов Мусаев В/м	Дата: 2024.08.08 Лист: 1 из 1



Обозначение	Наименование	Кол.	Прочность условное Р, МПа	Давление условное Р, МПа
К	Выход паров диоксида	1	750	1,0
Л	Вход кислотной смеси	1	175	1,0
М	Вход флегмы	1	175	1,0
Н	Выход парожидкостной смеси	2	500	1,0
П	Выход жидкого остатка	2	175	1,0
Р	Для термометра сопловит.	2	25	1,6
С	Для манометра	3	25	2,5
Т	Для ртутного термометра	1	25	2,5
У	Для указателя уровня	2	50	1,0
Ф	Подвод для кипятильника	2	200	1,0

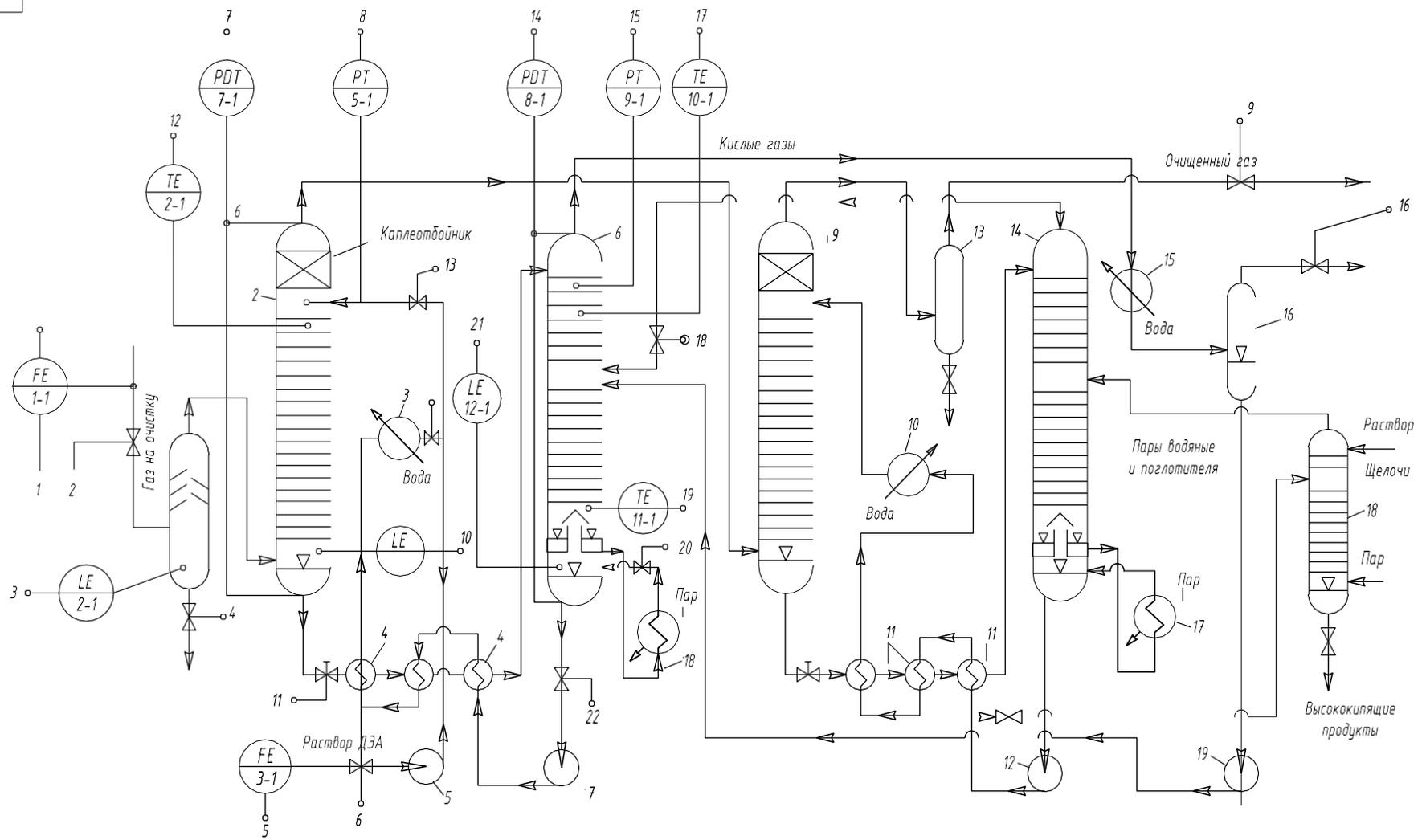
Кол.	Обозначен.	Наименование	Кол.	Масс. кг/шт	Материал и марка матер.	Примеч.
1		Куб	1			
2		Щара	1			
3		Щара	1			
4		Щара	1			
5		Ирешка	1			
6		Истр. распредел.	2			
7		Секция	54			
8		Секция	54			
9		Секция	54			
10		Секция	54			
11		Секция	54			
12		Штуцер	4			
13		Гильза	1			
14		Рама опорная	27			
15		Станок в сборе	106			
16		Тарелка	27			
17		Скоба	103		X18H10T	
18		Шайба специаль.	101		X18H10T	
19		Скоба	431		X18H10T	
20		Шайба	276		X18H10T	
21		Штырь	2		Сталь Ст3	

ДП. 05072100.18.002

Сварной чертёж аппарата

Проектная организация

Исполн.	Провер.	Дата

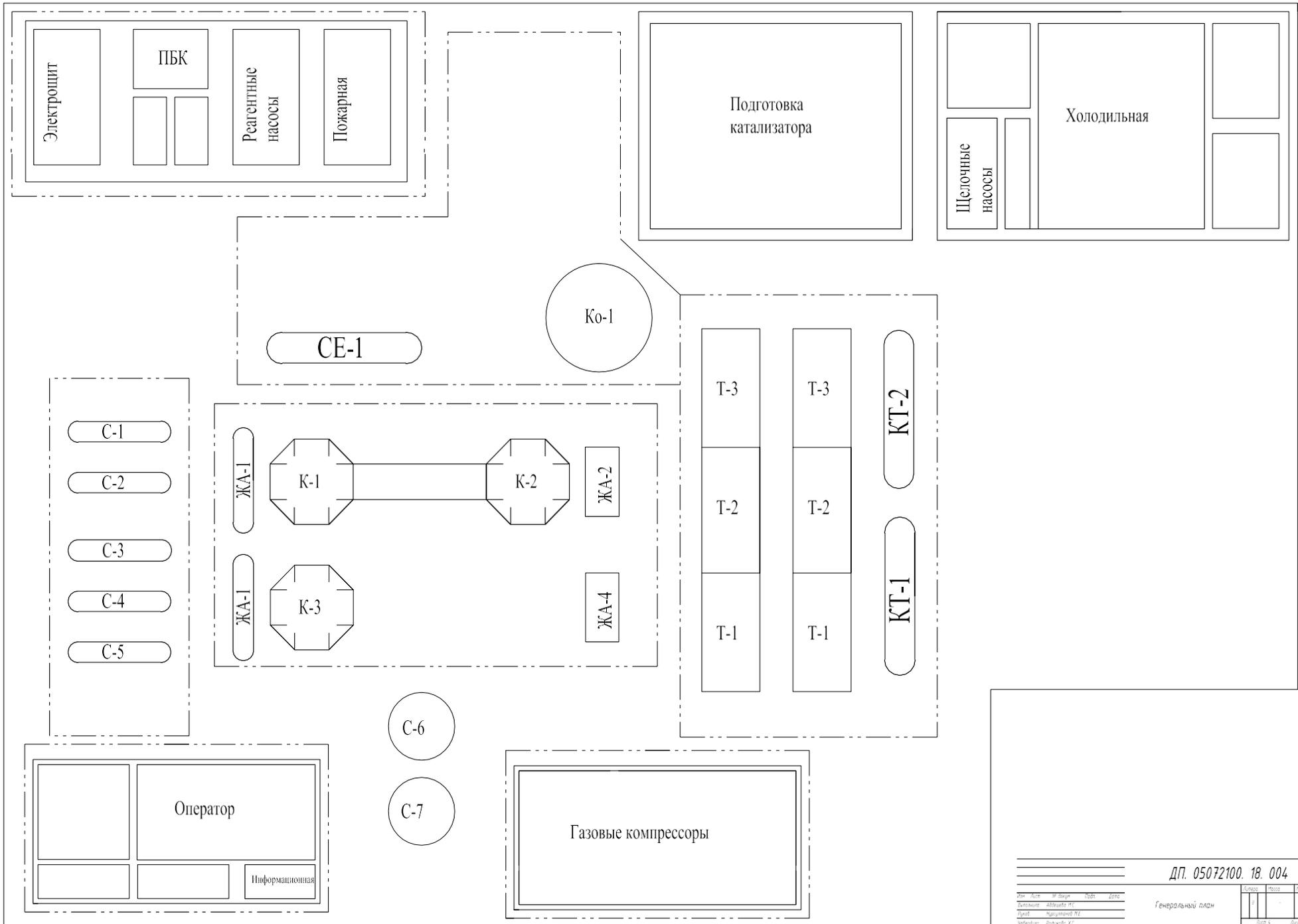


Проб. местн.	FE 1-1	LE 2-1	FE 3-1	PDI 4-1	PT 5-1	LE 6-1	TE 7-1	PDI 8-1	PT 9-1	TE 10-1	TE 11-1	LE 12-1	
Шит. прибор.			LIA 2-2				TY 7-1			TY 10-2	TY 11-2		LIA 12-2
Шит. операт.	FIR 1-2, FC 1-3	LIRK 2-4, LC 2-3	F.TIR 3-2, FC 3-3	PDIR 4-2, PIRK 5-2, PC 5-3	LIRK 6-2, LC 6-3	TIRK 7-3, TC 7-4	PDIR 8-2, PIRK 9-2, PC 9-3	TIRK 10-3, TC 10-4	TIRK 11-3, TC 11-4	LIRK 12-3, LC 12-4			
Схема сигнал.													

ДП.05072100.18.003

Имя	Иванов	Дата	2018
Фамилия	Иванов	Место	Б/И
Телефон	8123456789	Кол-во	1
Адрес	Иванов, И.	Масса	-
		Масса/шт	Б/И

Автоматизация и управление технологической схемой
 Проект установки очистки газа
 Казимирчик К.И. Соловьев К.В. КИВИИ ИТОВ-18.1



ДП. 05072100. 18. 004				
Изм.	Исх.	№ докум.	Дата	Исполн.
Генеральный план				
Выполнил:	Инженер И.И.			5/4
Проверил:	Инженер И.И.			
Информация:	Иванов И.И.			
Проект установки очистки				Картридж ин. КИ. Сопоставл.
2830				Кар. Х.Б.И.И. КТ08-18-1