

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН
ТАШКЕНТСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
ИМЕНИ АБУ РАЙХАНА БЕРУНИ

ФАКУЛЬТЕТ «ЭЛЕКТРОНИКА И АВТОМАТИКА»
КАФЕДРА «ИНФОРМАЦИОННЫЕ ТЕХНОЛОГИИ В УПРАВЛЕНИИ»

На правах рукописи

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА

АБДУЛЛАЕВА Фазлиддина Назаровича

на тему: «Автоматизированная система управления очистки
газов от диоксида углерода»

по направлению 5521800 - «Автоматизация и управление»
для получения степени бакалавра

Зав.кафедрой

к.т.н., доц. Зарипов О.О.

Руководитель

к.т.н., доц. Севинов Ж.У.

Ташкент – 2013 г.

ОГЛАВЛЕНИЕ

	стр.
ВВЕДЕНИЕ.....	3
ГЛАВА I. ФОРМАЛИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА	5
1.1. Особенности процесса очистки газа от диоксида углерода	5
1.2. Очистка газа растворами моноэтаноламина	10
1.3. Технологический процесс абсорбционной очистки природного газа от сернистых соединений	15
1.4. Формализация процесса как объекта управления	24
ГЛАВА II. АВТОМАТИЗИРОВАННАЯ СИСТЕМА УПРАВЛЕНИЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА	31
2.1. Принципиальная технологическая схема абсорбера	31
2.2. Математическое описание процесса абсорбции	39
2.3. Регулирование состава очищенного газа на выходе абсорбционной установки	24
2.4. Разработка схемы локальной автоматизации процесса абсорбции	42
2.5. Автоматизированная система управления очистки газа на базе технических средств фирмы SIEMENS	49
ГЛАВА III. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ	59
ГЛАВА IV. ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	74
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	82
ЛИТЕРАТУРА	83

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время остро стоит проблема техногенных выбросов в атмосферу парниковых газов (метана, закиси азота, диоксида углерода), основная доля которых приходится на CO_2 , что может послужить причиной серьезных изменений климата. Темпы прироста концентрации диоксида углерода в атмосфере в последнее время увеличиваются в геометрической прогрессии. Основным источником техногенного поступления диоксида углерода в атмосферу являются дымовые газы, образующиеся при сжигании топлива в промышленном производстве. Основным путем решения проблемы является улавливание диоксида углерода из дымовых и промышленных газов с последующей его переработкой или захоронением.

Существует широкий диапазон способов эффективного выделения CO_2 из дымовых газов, но учитывая их значительные объемы, наиболее выгодным является использование аминной очистки. В связи с этим, в подавляющем большинстве существующих в Узбекистане и за рубежом установок улавливания CO_2 применяется хемосорбция его из газов этаноламинами (в большинстве случаев моноэтаноламином). В качестве абсорберов, как правило, применяется традиционное оборудование барботажного и насадочного типов. Однако такое абсорбционное оборудование допускает устойчивую работу только при низких скоростях газовой фазы, обычно не превышающих 2 - 2,5 м/с, что при очистке больших объемов дымовых газов обуславливает либо большие габаритные размеры аппаратов, сложность их монтажа и транспортировки, снижение эффективности из-за неравномерности распределения фаз в их поперечном сечении, либо приводит к необходимости использования большого количества параллельно работающих аппаратов.

Современные промышленные газоочистные системы представляют собой разветвленный комплекс, состоящий из основного газоочистного оборудования, тягодутьевых машин, исполнительных механизмов, датчиков,

контроллеров, пульта управления. При этом значительную роль в работе всего комплекса приобретают автоматизированные системы управления. Задача АСУ – обеспечить не только стабильность и надежность процесса очистки газа, но также гарантировать его высокую эффективность, низкое энергопотребление, оперативное реагирование на изменения параметров основного технологического процесса.

Автоматизированные системы управления технологическими процессами (АСУ ТП), используемые как для основных, так и для вспомогательных процессов, играют важную роль в управлении энергоэффективностью установки. АСУ ТП является составной частью общей системы мониторинга.

Автоматизация производственного предприятия подразумевает разработку и внедрение автоматизированной системы, в состав которой входят датчики, контроллеры, компьютеры, а также организацию обработки данных. Широко признано, что автоматизация производственных процессов позволяет не только повысить качество продукции и уровень производственной безопасности, но и улучшить общую эффективность производственного процесса, включая энергоэффективность. В этой связи создание автоматизированной системы управления процессом очистки газов от диоксида углерода представляется актуальной задачей.

ГЛАВА 1. ФОРМАЛИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ ГАЗА ОТ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА

1.1. Особенности процесса очистки газа от диоксида углерода

В современных схемах производства аммиака наиболее широко распространена очистка конвертированного газа от диоксида углерода (CO_2). Концентрация CO_2 в очищаемом газе обычно близка к 18%, т.е. парциальное давление CO_2 составляет $\approx 0,5$ МПа. В этих условиях более эффективны методы очистки, при которых абсорбент можно полностью (или частично) регенерировать путем снижения давления [4-7]. К таким методам относятся процессы, основанные на физической абсорбции. Однако с помощью физической абсорбции, как правило, нельзя достичь тонкой очистки (за исключением абсорбции при низких температурах), поэтому требуется доочистка хемосорбцией. Типичным примером такой двухступенчатой очистки является очистка водой с доочисткой щелочью. Однако вследствие малой поглотительной способности воды, приводящей к большому расходу электроэнергии, и малой селективности, приводящей к повышенным потерям водорода (до 6%), процесс водной очистки от CO_2 не находит применения в новых схемах производства аммиака. Органические растворители имеют более высокую поглотительную способность, в 3-4 раза выше, чем у воды, но они дороги и дефицитны. Поэтому широкое распространение получили хемосорбционные методы одноступенчатой очистки.

В отечественной азотной промышленности в настоящее время применяются следующие методы очистки газа от диоксида углерода: 1) моноэтанол-аминовая очистка; 2) очистка горячими растворами поташа, активированными диэтаноломином или соединениями мышьяка; 3) водная очистка; 4) очистка метанолом при низких температурах. Кроме того,

некоторое значение сохранили процессы очистки от диоксида углерода растворами аммиака и гидроксида натрия.

Моноэтаноломиновая очистка наиболее экономична при очистке газа при низком давлении и при малом содержании CO_2 в исходном газе, т.е. при малом парциальном давлении CO_2 ($<0,2$ МПа) [4, 5]. Поташная очистка экономична только при абсорбции под давлением. Повышенная температура абсорбции позволяет увеличить концентрацию поташа в растворе, увеличить скорость абсорбции. Раствор поташа регенерируется при нагревании и частичном снижении давления. Однако скорости абсорбции и десорбции при поташной очистке невелики, что приводит к увеличению габаритов массообменных аппаратов.

Моноэтаноломиновая очистка в ее классическом варианте существенно дороже поташной очистки. Однако благодаря ряду усовершенствований (применение схем с разделенными потоками, совмещение тепло- и массообмена, увеличение степени насыщения абсорбента) показатели процессов резко улучшились. Расход тепла при моноэтаноломиновой очистке в настоящее время равен расходу тепла при поташной очистке, расход электроэнергии ниже, чем в поташной очистке, а степень очистки выше.

Водная очистка в настоящее время используется лишь в агрегатах производства аммиака, введенных в строй в 50-х годах и ранее. Процесс считается устаревшим, так как он требует больших затрат электроэнергии и при его использовании велики потери водорода (5-6%).

Очистка холодным метанолом [4-7] наиболее эффективна в сочетании со семами, в которых газ поступает на глубокое охлаждение, и при комплексной очистке газа от CO_2 и сернистых соединений.

Наиболее известными этаноламинами, применяемыми в процессах извлечения диоксида углерода и других кислых газов, являются моно-, ди- и триэтанол амины (МЭА, ДЭА, ТЭА). Наибольшее промышленное применение получил моноэтанол амин, что обусловлено его сравнительно

низкой стоимостью, высокой поглотительной способностью, стабильностью, легкостью регенерации. В отечественной промышленности производства синтетического аммиака в основном применяется очистка газов водным раствором моноэтаноламина.

Процесс очистки газов растворами ДЭА находит применение в тех случаях, когда в исходном газе имеются примеси, вступающие в необратимую реакцию с МЭА (например, серооксид углерода или сероуглерод). Очистка растворами ТЭА широкого распространения не получила из-за низкой поглотительной емкости.

В крупных агрегатах производства аммиака очистку газа от CO_2 осуществляют хемосорбцией водным раствором моноэтаноламина или водным раствором поташа, активированным диэтаноломином. Процесс поташной очистки проводят в агрегатах, оборудование для которых закуплено у иностранных фирм. В отечественных агрегатах для очистки применяют моноэтаноламиновый раствор.

В следующей за очисткой технологической стадии происходит каталитическое гидрирование остаточного диоксида углерода. При этом на гидрирование одного объема CO_2 тратится четыре объема водорода (целевой продукт), и образуется метан, являющийся балластом, он выдувается на стадии синтеза с продувочными газами. Поэтому желательно на стадии жидкостной очистки добиться возможно низкой остаточной концентрации CO_2 . При химической абсорбции молекулы газа, растворенного в жидкости, вступают во взаимодействие с активным компонентом абсорбента. Растворимость газа при хемосорбции зависит от физической растворимости газа и константы равновесия химической реакции при условиях очистки.

Поскольку при хемосорбции происходит полное или частичное связывание абсорбируемого компонента в химическое соединение, градиент концентрации у поверхности раздела фаз выше, чем при физической абсорбции. В результате этого возрастает скорость поглощения.

Метод хемосорбционной очистки обладает рядом особенностей по сравнению с физической абсорбцией:

- возможность абсорбции при низком парциальном давлении извлекаемого газа вследствие более высокой поглотительной способности раствора;

- относительно малая циркуляция раствора и соответственно небольшой расход энергии на перекачку сорбента;

- регенерацию осуществляют, как правило, путем нагревания (иногда в сочетании со сбросом давления), при этом расход тепла на десорбцию относительно велик;

- поскольку регенерацию проводят часто при кипении абсорбента, его пары играют роль десорбирующего агента; возможность проведения весьма тонкой очистки; увеличение коррозии и протекание побочных реакций, обусловленных применением повышенных температур и щелочных реагентов – сильных и слабых электролитов.

Степень очистки газа при хемосорбции зависит как от равновесной абсорбционной емкости, так и от скорости абсорбционных процессов, кинетика которых определяется условиями тепло- и массообмена, температурой, парциальным давлением компонентов газовой смеси, степенью контакта фаз, свойствами абсорбата и абсорбента.

Хемосорбцию CO_2 в промышленности проводят при температуре 35–100 °С и давлении 2,5–2,8 МПа, регенерацию – при 120–135°С под небольшим избыточным давлением. При проведении очистки абсорбция по условиям равновесия происходит тем полнее, чем ниже температура, однако скорость абсорбции выше при большей температуре. На основании сопоставления термодинамических и кинетических факторов выбирают оптимальную температуру абсорбции.

Реакции, протекающие при очистке, являются экзотермическими и обратимыми, при повышении температуры раствора образующееся химическое соединение разлагается с выделением исходных компонентов.

Абсорбционная очистка газа – циклический процесс. На стадии абсорбции диоксид углерода поглощается растворителем, очищенный газ направляют на дальнейшую переработку, а насыщенный диоксидом углерода раствор регенерируют, что требует дополнительного расхода энергии. В связи с этим на стадии очистки большое значение имеет теплообмен, который должен быть решен наиболее оптимальным способом.

Основными характеристиками процесса адсорбции считаются: количество циркулирующего растворителя, линейная скорость газа, соотношение жидкость : газ, расход энергии на регенерацию и циркуляцию газа. Важнейшими показателями процесса очистки газа от диоксида углерода в крупных агрегатах производства аммиака являются также габариты и масса основных аппаратов и теплообменного оборудования, надежность их работы и безусловно достигаемая степень очистки газа, поскольку используемые аппараты являются самыми громоздкими в аммиачном производстве.

Процесс абсорбционной очистки газов во многом определяется свойствами растворителей. Ниже приводятся основные характеристики, которые следует учитывать при выборе растворителя.

Абсорбционная емкость (количество вещества, которое способен поглотить абсорбент, $\text{м}^3/\text{м}^3$ или моль/моль) и ее связь с давлением и температурой. От абсорбционной емкости зависят главные показатели процесса: циркуляция абсорбента, расход тепла на десорбцию газа, условия регенерации, габариты аппаратов и др.

Селективность растворителя характеризуется отношением растворимостей извлекаемого газа и наиболее близкого к нему по растворимости компонента очищаемого газа. От селективности зависят

потери менее растворимых газов, особенности технологической схемы и некоторые расходные коэффициенты.

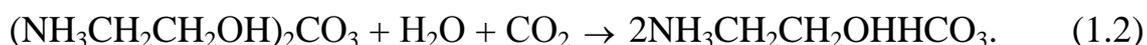
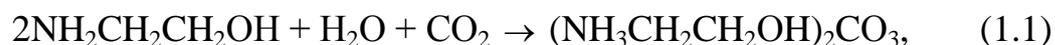
Давление насыщенных паров растворителя при температуре абсорбции должно быть незначительным, чтобы избежать потерь абсорбента, а температура кипения достаточно высока. Широкое распространение получили растворители, температура кипения которых составляет 170-200 °С, а давление насыщенных паров при 30 °С до 13,33 Па (0,1 мм рт. ст.).

Вязкость растворителя влияет на скорость массо- и теплопередачи, а следовательно определяет габариты аппаратуры и расход энергии на перекачивание растворителя. Наиболее предпочтительны растворители с низкой вязкостью.

Термохимическая устойчивость растворителя должна быть высокой, чтобы к минимуму свести даже весьма медленные побочные реакции, так как они влияют на срок службы абсорбента и могут оказывать коррозионное действие.

1.2. Очистка газа растворами моноэтаноламина

В процессе очистки газа 19–21%-ным раствором моноэтаноламина протекают следующие реакции



Температура процесса лежит в интервале 35–60 °С. Раствор регенерируют снижением давления и подъемом температуры, в результате выделяются вода и диоксид углерода.

Приведенные реакции между CO₂ и МЭА следует рассматривать как схему, устанавливающую принципиальную возможность получения в качестве конечного продукта как карбоната, так и бикарбоната

моноэтаноламина. Достаточно подробно механизм взаимодействия МЭА и CO_2 рассмотрен в литературе [4, 5].

При поглощении диоксида углерода повышается степень карбонизации раствора (α), которая выражается в молях CO_2 на моль МЭА. Возможная при данных условиях степень карбонизации раствора определяется термодинамическим равновесием. Равновесная степень карбонизации увеличивается при снижении концентрации МЭА в растворе, уменьшении температуры и повышении парциального давления CO_2 . Однако влияние этих факторов невелико: даже при значительном их изменении количество CO_2 в растворе может уменьшаться или увеличиваться не более, чем в 1,2–1,5 раза. В промышленности при извлечении CO_2 из газа раствором МЭА с концентрацией 2,5–3,3 моль/м³ под давлением 2,45–2,94 МПа (25–30 кгс/см²) может быть достигнута степень карбонизации $\alpha = 0,65–0,75$.

Степень очистки газа от CO_2 определяется его равновесной концентрацией (равновесным парциальным давлением) над раствором МЭА [4, 5]. Эта величина тем ниже, чем меньше температура и степень карбонизации раствора. В промышленных агрегатах содержание CO_2 в газе после очистки составляет 50–300 см³/м³.

Повышение концентрации МЭА раствора при одинаковой степени карбонизации приводит к возрастанию равновесного давления CO_2 над раствором (или при заданной концентрации CO_2 в растворе соответственно уменьшается степень карбонизации), при этом повышается абсолютное количество поглощенного CO_2 . Таким образом, увеличивая концентрацию МЭА, можно уменьшить количество циркулирующего раствора.

Схема процесса приведена на рис.1.1. Очистка осуществляется по многопоточной схеме.

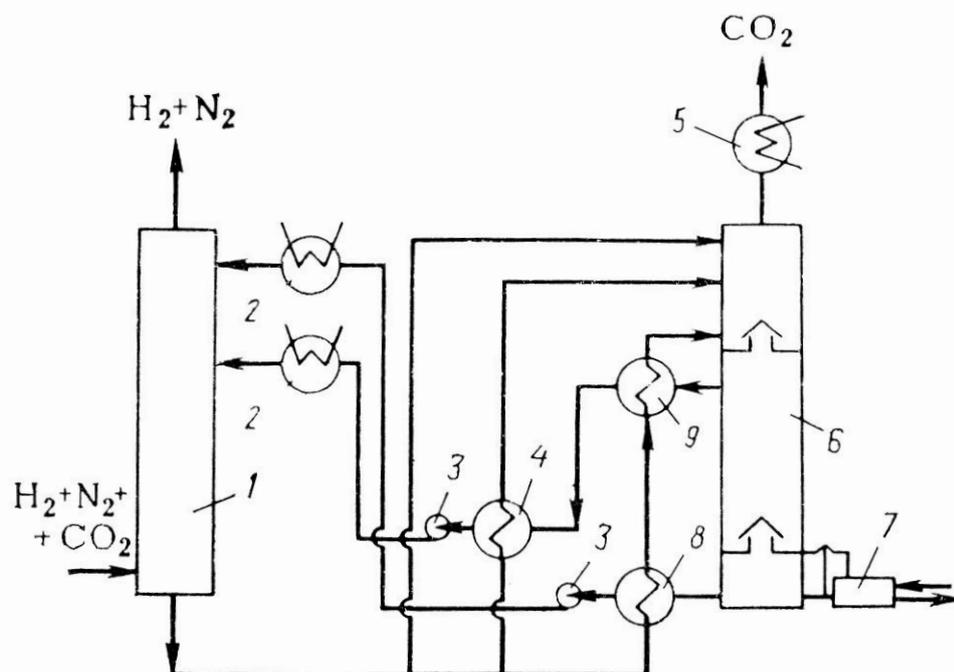


Рис.1.1. Многопоточная схема МЭА-очистки с двумя потоками регенерированного раствора и тремя потоками насыщенного раствора:
 1 – абсорбер; 2 – холодильники; 3 - насосы; 4, 8 – теплообменники; 5 – конденсатор; 6 – регенератор, 7 – кипятильник; 9 – испаритель.

Конвертированный газ (205 000 м³/час), содержащий 16–18% CO₂, подается в нижнюю часть абсорбера 1. Абсорбер разделен на две секции – нижнюю и верхнюю. Газ проходит сначала нижнюю секцию, в которой осуществляется грубая очистка (до содержания 1–2% CO₂), а затем верхнюю, после чего остаточное содержание CO₂ составляет не более 0,03 (об.). В верхней части аппарата очищенный конвертированный газ проходит колпачковые тарелки, орошаемые флегмой, и сепарирующее устройство. Для уменьшения брызгоуноса в схеме предусмотрен брызгоотделитель-сепаратор (на схеме не показан). Очищенный газ поступает на метанирование.

Верхняя секция абсорбера орошается глубокорегенерированным раствором, здесь он насыщается диоксидом углерода (от 10-20 до 65 г смешивается с груборегенерированным раствором, идущим из регенератора.

Насыщенный раствор с содержанием CO_2 80–100 г/л и температурой не более 60 °С в количестве 1100–1150 м³/ч выходит из нижней секции абсорбера и делится на три потока.

Первый поток – холодный байпас (около 10% – до 100 м³/ч) направляется непосредственно на верх регенератора 6. Второй поток (475–540 м³/ч, ~45%) проходит трубное пространство теплообменника 4, где нагревается до 95–100 °С за счет тепла груборегенерированного раствора, дросселируется и поступает в регенератор. Третий поток (475–540 м³/ч, ~45%) проходит трубное пространство теплообменника 8 нагревается до 110–115 °С за счет тепла глубокорегенерированного раствора, дросселируется и поступает в трубное пространство испарителя 9, где за счет тепла груборегенерированного раствора происходят нагрев и частичная десорбция CO_2 и паров воды. После испарителей насыщенный раствор поступает в регенератор.

Регенератор разделен на две секции. В верхней секции происходит регенерация (десорбция) насыщенного раствора до содержания CO_2 не более 50 г/л за счет тепла парогазовой смеси, поступающей из нижней секции регенератора. Затем раствор делится на два потока. Первый поток – груборегенерированный раствор (500–600 м³/ч) с температурой 115–120 °С поступает в межтрубное пространство испарителя 9, где охлаждается до 110–115 °С насыщенным раствором, и, пройдя теплообменники и воздушный холодильник 2, поступает на орошение нижней секции абсорбера. Другой поток груборегенерированного раствора поступает в нижнюю часть регенератора для более тонкой регенерации. Окончательная десорбция происходит при кипячении его в выносных кипяильниках 7 до остаточного содержания CO_2 в растворе 10–12 г/л. Глубокорегенерированный раствор из куба регенератора с температурой 125–130 °С поступает в теплообменники 8, охлаждается в воздушном холодильнике 2 и затем с температурой около 70 °С поступает на орошение верхней части абсорбера.

Если тепла для регенерации раствора оказывается недостаточно, его количество может быть увеличено за счет использования дополнительных газовых и паровых кипятильников.

Газы десорбции – диоксид углерода с небольшим содержанием CO , CH_4 и N_2 , подаются в цех переработки или выбрасываются в атмосферу. Содержание горючих в газах десорбции не должно превышать 2% (об.). Парогазовая смесь охлаждается в воздушном холодильнике, а затем поступает в сборник флегмы (на схеме не показан), в котором происходит отделение газа от конденсата – флегмы, возвращаемой в цикл для поддержания баланса воды в системе.

С целью очистки МЭА - раствора, постоянно находящегося в цикле, от продуктов разложения, осмоления и окисления моноэтаноламина, вызывающих коррозию и эрозию аппаратуры и способствующих увеличению его вспениваемости, предусмотрена разгонка части циркулирующего раствора в кипятильнике 7 под давлением на 0,01–0,02 МПа выше, чем в регенераторе.

Разгонку осуществляют в две стадии (полунепрерывный процесс). На разгонку в межтрубное пространство кипятильника 7 из глухой тарелки нижней секции регенератора 6 поступает 5–10 м³ МЭА-раствора в час, туда же предварительно закачивают 1–1,5 м³ 42%-ного раствора щелочи для нейтрализации кислых продуктов разложения моноэтаноламина. Раствор щелочи готовят в баке-растворителе каустика и подают в смоловыделитель насосом. В трубки смоловыделителя поступает греющий пар. Раствор кипит при температуре от 120 до 145 °С. Пары МЭА и воды из смоловыделителя поступают в куб регенератора. При увеличении температуры раствора в смоловы-делителе до 143–145°С и содержания смолистых веществ в нижней части аппарата до 280–400 г/л прекращают подачу раствора в аппарат разгонки и переходят ко второй стадии – отгонке МЭА с водяным паром. Этот процесс проводят до содержания МЭА в парах не более 0,5%, в кубовом

остатке – 15-20% (масс.). В ходе упарки контролируют уровень раствора в аппарате и наличие смолистых веществ в парогазовой смеси. Оптимальный расход пара, подаваемого в трубное пространство, составляет обычно 3 т/ч. По окончании выпаривания кубовой остаток сливают, аппарат промывают и снова включают в работу. Продолжительность первой стадии разгонки зависит от скорости накопления смол в смолыделителе и составляет 10–20 сут. Продолжительность второй стадии составляет обычно одни сутки.

1.3. Технологический процесс абсорбционной очистки природного газа от сернистых соединений

Абсорбционный процесс основан на способности некоторых жидких веществ поглощать влагу и тяжелые углеводороды. Жидкий абсорбент должен удовлетворять ряду требований, основные из которых – высокая влагоемкость, нетоксичность, достаточная стабильность, отсутствие коррозирующих свойств, низкая растворяющая способность по отношению к газу и жидким углеводородам и слабая растворимость в них, простота регенерации.

Использование абсорбционного метода позволит сделать технологический процесс промышленной подготовки газа устойчивым с точки зрения извлечения конденсата и получения надлежащей кондиции газа, прямо не зависящим от изменения термодинамических параметров газового потока.

Мокрые способы очистки газа характеризуются непрерывностью процесса, компактностью установок, простотой и экономичностью эксплуатации, а также возможностью полной автоматизации.

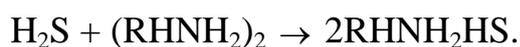
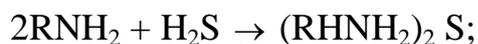
Степень очистки газа мокрыми способами ниже, чем сухими, и зависит от содержания в газе H_2S и CO_2 , от количества циркулирующего раствора,

условий поглощения (температура, давление), степени регенерации раствора, конструкции абсорберов.

В современной промышленности для извлечения H_2S и CO_2 из природного газа используется свыше 20 различных абсорбционных методов. Наибольший интерес для промышленного применения представляют процессы сероочистки моноэтаноламином (МЭА) и диэтаноламином (ДЭА). Установки этих процессов могут эксплуатироваться в широком диапазоне нагрузок, концентраций кислых компонентов и давлений и обеспечивают в большинстве случаев тонкую очистку газа от H_2S . Основным недостатком процессов – относительно низкая поглотительная способность абсорбентов, обычно определяемая не равновесными условиями, а коррозионными ограничениями. Этот недостаток иногда приводит к повышенным энергетическим затратам.

Моноэтаноламиновая абсорбция является одним из самых распространенных процессов для извлечения H_2S и CO_2 из природного газа. Широкое распространение этот процесс получил благодаря повышенной поглотительной способности МЭА по сравнению с применявшимися до него абсорбентами, а также возможности обеспечить очень высокую степень очистки газа от сероводорода. Процесс не селективен, одновременно с H_2S при обычных условиях ведения процесса из газа поглощается и CO_2 .

Основные реакции, протекающие при поглощении H_2S моноэтаноламином, можно представить следующими уравнениями:



Обе реакции проходят слева направо при 25–40°C. При повышении температуры до 100–130°C равновесие смещается влево, и образуется газообразный H_2S (стадия десорбции). Абсорбция сероводорода протекает с выделением теплоты: на 1 кг поглощенного H_2S выделяется примерно 300 ккал. Растворы МЭА обладают высокой равновесной поглотительной

способностью, однако это их свойство можно использовать в полной мере только при низком парциальном давлении кислых компонентов в исходном газе ($0,1-0,2 \text{ кгс/см}^2$). Такому парциальному давлению в зависимости от температуры и концентрации амина соответствует равновесная поглотительная способность $0,3-0,5$ моля кислых газов на моль амина. Как показал опыт эксплуатации, более высокое насыщение раствора резко усиливает коррозию оборудования. Поэтому при увеличении парциального давления удаляемых кислых газов выше $0,2 \text{ кгс/см}^2$ требуется соответствующее увеличение количества циркулирующего раствора. Растворы МЭА склонны к вспениванию, которое интенсифицируется конденсацией углеводородов в абсорбционной колонне. Тщательное удаление капельных углеводородов перед очисткой газа и подача регенерированного раствора с температурой на $5-15^\circ\text{C}$ выше температуры поступающего газа позволяют значительно уменьшить опасность вспенивания и потери МЭА.

Технологическая схема очистки газа от сероводорода с помощью водного раствора МЭА представлена на рис. 1.2.

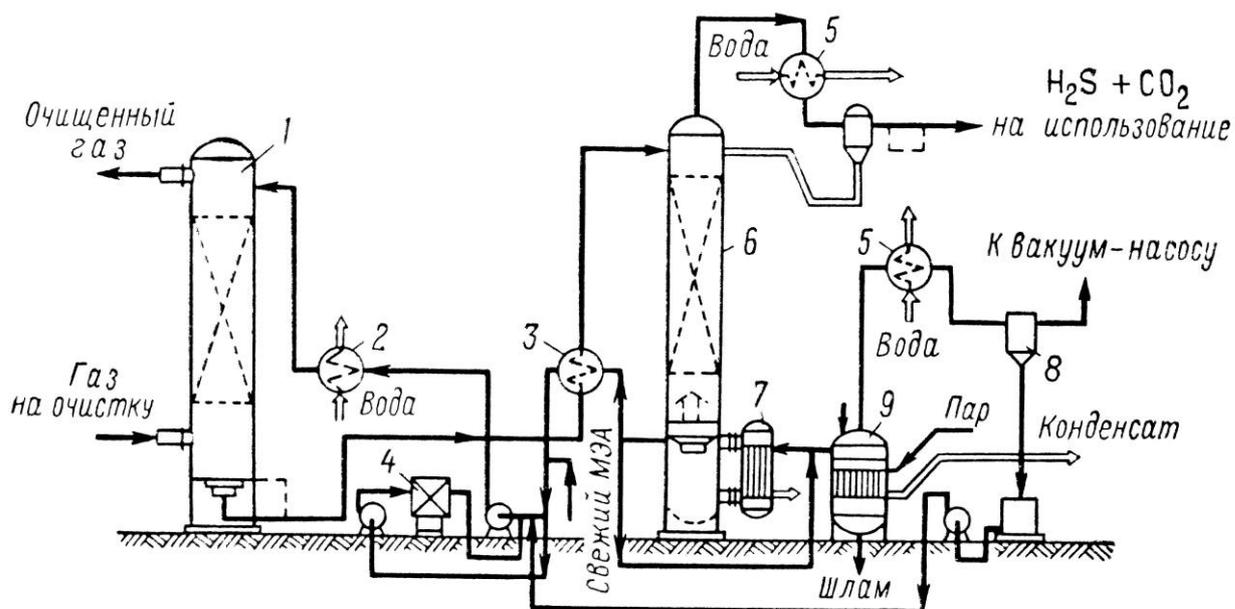


Рис. 1.2. Очистка газа от H_2S и CO_2 раствором МЭА:

1 - абсорбер; 2 - холодильник; 3 - теплообменник; 4 - фильтр; 5 - конденсатор; 6 - отгонная колонна; 7 - кипятильник; 8 - сепаратор; 9 - перегонный куб.

Газ подается в нижнюю часть абсорбера. Насадка абсорбера, состоящая из колец Рашига или тарелок, орошается сверху раствором МЭА. Требуемая степень очистки газа достигается путем установления определенной концентрации и количества раствора, подаваемого на орошение. При этом учитывается и состав исходного газа. В случаях, когда содержание сероводорода очень высокое, возможно применение двух последовательно расположенных ступеней абсорбции. Абсорбция лучше протекает при низких температурах и повышенном давлении.

Насыщенный раствор МЭА после абсорбера нагревается в теплообменниках и паровых подогревателях, а затем подается в десорбер, а оттуда, пройдя через теплообменную аппаратуру и холодильники, вновь поступает в абсорбер. Таким образом осуществляется непрерывный процесс очистки газа и регенерации поглотительного раствора.

Десорбция кислых газов из раствора МЭА идет при температуре около 120°C и низком давлении. Для нагрева насыщенного раствора требуется значительное количество пара. Десорбер, размер которого зависит как от количества раствора, так и от количества десорбируемых кислых газов, снабжен насадкой. Кислые газы, выделяющиеся при десорбции, состоят в основном из H_2S и CO_2 и направляются на установку получения серы.

Использование в качестве сорбента диэтанолamina (ДЭА) в значительной мере улучшает технико-экономические показатели систем очистки газа от сероводорода по сравнению с МЭА.

На Шуртанском УДП очистка природного газа от сероводорода осуществляется диэтанолaminaми (рис.1.3). Сырой газ, поступающий из отделения сепарации конденсатов, поступает в абсорберы *A-1* и *A-1A*, нижние части которых являются сепараторами, предназначенными для предотвращения уноса жидких углеводородов в абсорберы.

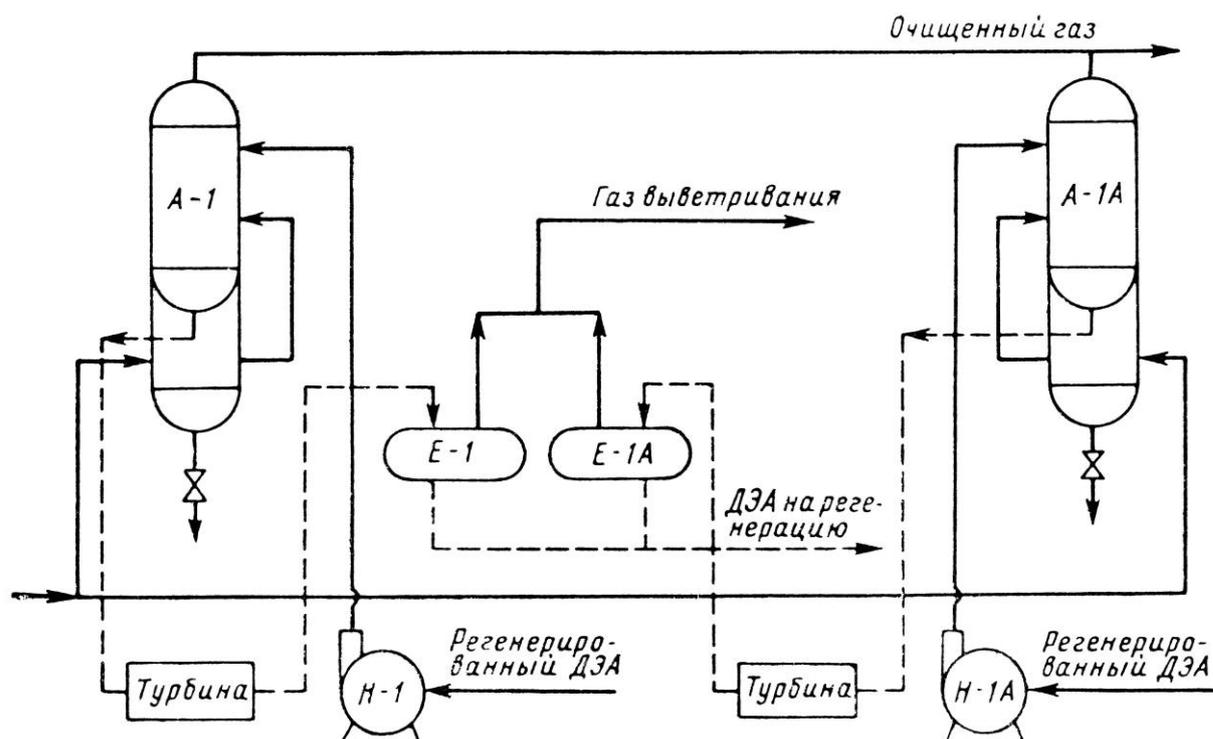


Рис.1.3. Очистка газа от H_2S и CO_2 раствором диэтаноламина.

Собирающиеся в нижней части колонны жидкие углеводороды постоянно сбрасываются, а природный газ поступает в абсорберы, содержащие 25 клапанных тарелок с двумя проходами. Абсорбция кислого газа осуществляется путем контактирования противотоком сырого газа, входящего в куб колонны, с подаваемым в колонну раствором ДЭА в количестве 25 вес. %. Циркуляция раствора ДЭА осуществляется насосами $H-1$ и $H-1A$, который, будучи насыщенным растворенным кислым газом, выходит из колонн $A-1$ и $A-1A$ и направляется турбинами в емкости выветривания $E-1$ и $E-1A$.

Очищенный от сероводорода природный газ выходит из верхней части абсорберов и поступает на дальнейшую осушку. Из емкостей $E-1$ и $E-1A$ газ выветривания поступает на дальнейшую переработку, а обогащенный раствор амина – на регенерацию.

Анализ зависимостей содержания сероводорода от расхода газа при постоянном расходе амина и от отношения расхода ДЭА к расходу газа

показывает, что при увеличении соотношения L/V , т.е. при уменьшении расхода природного газа, степень очистки ухудшается. Известно, что жидкие углеводороды хорошо растворяют (абсорбируют) сернистые соединения. Следовательно, при охлаждении природного газа, наряду с отделением газового конденсата, возможна очистка газа от сернистых соединений.

Аппаратурное оформление процессов очистки.

Основными аппаратами на стадии очистки являются абсорберы и регенераторы, в которых осуществляются массообменные процессы поглощения и выделения диоксида углерода.

К массообменной аппаратуре очистки предъявляют следующие основные требования.

Большая пропускная способность по газу и жидкости, что позволяет создать малогабаритные аппараты и делает возможным их транспортирование по железной дороге с завода-изготовителя.

Высокая степень насыщения хемосорбента в абсорбере, что обеспечивает высокие технико-экономические показатели процесса.

Глубокая степень извлечения CO_2 из газа: остаточное содержание CO_2 не должно превышать 0,03–0,15% (об.).

Минимальный расход тепла в регенераторе.

Незначительное гидравлическое сопротивление.

Стабильность в работе и легкость регулирования работы аппарата.

Основные принципы расчета процессов абсорбции и регенерации описаны в [4, 5]. Для большей части из них разработаны методики расчетов с использованием ЭВМ.

Для очистки технологического газа от CO_2 в крупнотоннажных агрегатах производства аммиака используют как насадочные, так и тарельчатые (в процессах очистки газа МЭА-раствором) абсорберы и регенераторы.

Массообменные аппараты с нерегулярной насадкой обеспечивают высокую надежность эксплуатации в широком диапазоне нагрузок по газу и

жидкости, что важно для агрегатов большой единичной мощности. В качестве насадки в абсорберах и регенераторах применяют металлические кольца Палля или керамические седла Инталокс.

В агрегатах моноэтаноламиновой очистки используют абсорберы с ситчатыми тарелками с высоким барботажным слоем.

Абсорбер представляет собой двухсекционный аппарат, верхняя секция имеет диаметр 3,8, нижняя – 4 м.

В каждом крупном агрегате установлен один абсорбер, общий вид которого показан на рис. 1.4.

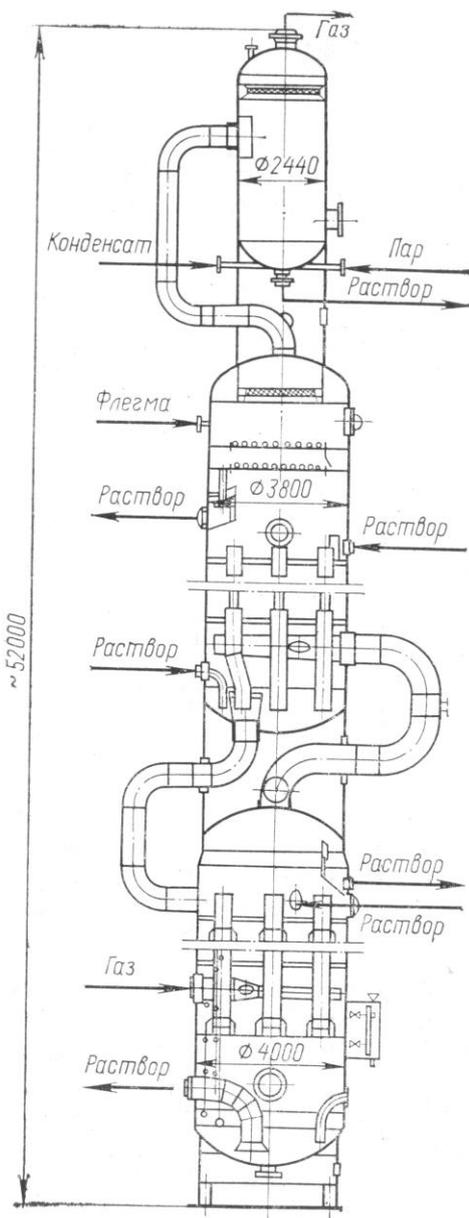


Рис.1.4. Абсорбер.

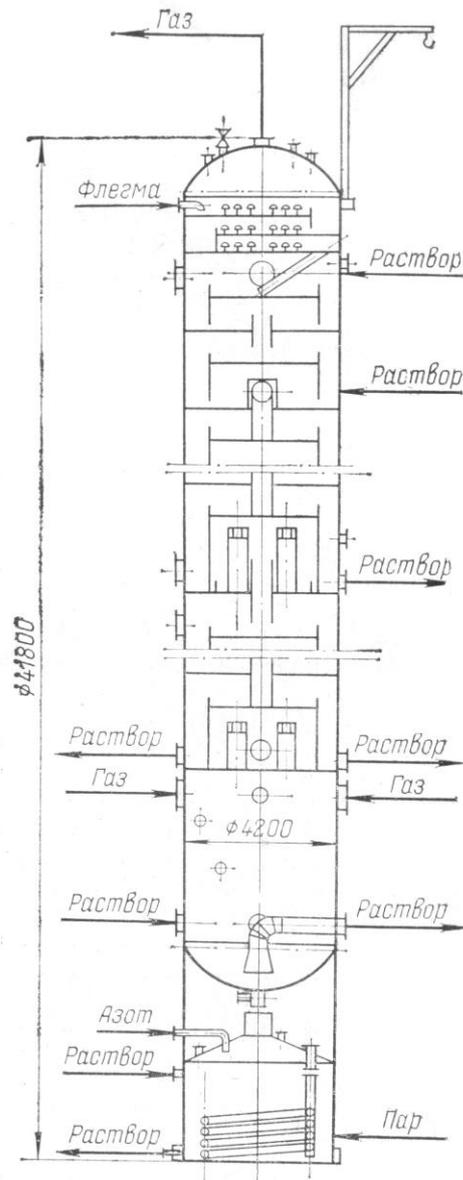


Рис.1.5. Регенератор.

Технологические и некоторые конструктивные данные, характеризующие абсорберы двух типов, приведены ниже:

Показатель		
Диаметр аппарата, м	4,2/3,8	4,0/3,8
Высота аппарата, м	34	34
Свободное сечение тарелок, %	5,7-8,7	5,7-8,7
Число ситчатых тарелок	15	15
в нижней секции	9	9
в верхней секции	6	6
Скорость газа на входе в аппарат, м/с	0,175	0,193
Плотность орошения (нижняя часть), м/ч	77	85
Давление в абсорбере, МПа	2,5	2,5
Температура раствора, °С		
вход	36	36
выход	52	52
Концентрация CO ₂ в газе, % (об.)		
вход	17,4	17,4
выход, менее	0,03	0,03
Концентрация МЭА, кмоль/м ³	3,28	3,28
Степень карбонизации МЭА		
вход	0,08 и 0,46	0,08 и 0,46
выход	0,73	0,73
Соппротивление аппарата, МПа	0,082	0,086
Скорость абсорбции CO ₂ в рабочем объеме аппарата, м ³ /ч·м ³	104	
Средняя движущая сила, МПа	0,0614	0,0614
Объемный коэффициент массопередачи, м ³ CO ₂ /м ³ ·ч·МПа	163	163

В верхней части абсорбера расположены две колпачковые тарелки и сетчатый сепаратор для улавливания брызг и паров моноэтаноламина из очищенного конвертированного газа.

Результаты промышленной эксплуатации абсорберов свидетельствуют о высокой надежности их конструкции, процесс очистки протекает в них устойчиво, остаточная концентрация диоксида углерода в газе не превышает, как правило, 40– 50 см³/м³.

Регенерацию МЭА раствора осуществляют также в аппаратах с ситчатыми тарелками конструкции ВНИПИМ. Первые регенераторы имели диаметр 4,5 м, затем диаметр был уменьшен до 4,2 м. В каждом агрегате устанавливают один регенератор. Общий вид регенератора показан на рис.1.5, а его характеристика приведена ниже:

Диаметр внутренний, м	4,2
Общая высота (без опоры), м	41,8
Число двухсливных ситчатых тарелок, шт	
в верхней секции	15
в нижней секции	11
Расчетная производительность по раствору, м ³ /ч	
в верхней секции	1200
в нижней секции	600

Регенератор с приведенными выше характеристиками работает устойчиво, обеспечивая все проектные показатели технологического режима МЭА-очистки.

1.4. Формализация процесса как объект управления

Согласно существующей технологии газ из скважин поступает на установки комплексной подготовки газа (УКПГ), где от него отделяются влага и жидкий конденсат (рис.1.6). Сырой газ поступает на установку низкотемпературной сепарации (НТС), где он разделяется на три фракции: газ, жидкий конденсат и воду. Перед установкой НТС сырой газ охлаждается за счет эффекта дросселирования, а также при помощи специальных холодильников. Охлажденный газ поступает в полую емкость–сепаратор. При охлаждении в газе нарушается термодинамическое равновесие между газообразными и жидкими фазами его компонент. Начинает образовываться туман из капель воды и конденсата. Сухой газ выходит сверху сепаратора, капли жидкости частично оседают в низ аппарата, а частично – на различного рода фильтрах, которыми оснащаются сепараторы.

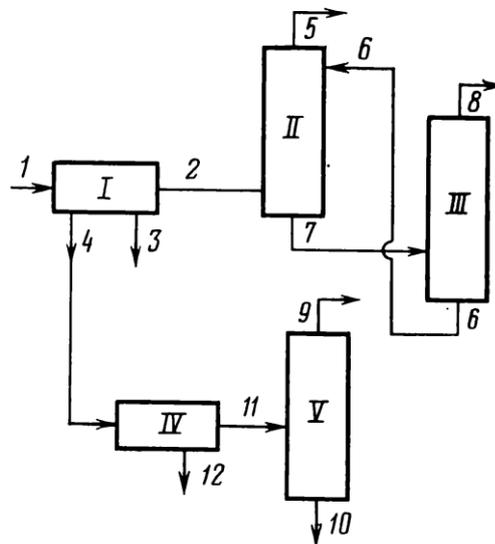


Рис.1.6. Принципиальная схема УКПГ:

I – установка низкотемпературной сепарации; II – установка абсорбционной очистки, III – установка регенерации гликоля; IV – установка сепарации газа от конденсата. V – установка стабилизации конденсата; 1 – сырой газ; 2 – осушенный газ; 3 – вода; 4 – конденсат; 5 – сухой газ; 6 – сухой гликоль; 7 – обводненный гликоль; 8 – вода; 9 – газ; 10 – стабильный конденсат; 11 – отсептированный сухой конденсат; 12 – вода.

Таким образом, вода и конденсат попадают в нижнюю часть аппарата. В поле сил тяжести они расслаиваются, так что в самом низу сепаратора находится водяная фаза, выше – более легкий конденсат, а еще выше – туман из газа с капельной жидкостью.

Для более глубокой осушки обычно соединяют несколько сепараторов последовательно. Перед каждым сепаратором газ охлаждают.

Поскольку установка НТС не может обеспечить степень осушки газа, которая требуется по ГОСТу, из последней ступени сепаратора газ поступает на дополнительную ступень глубокой осушки.

Наиболее часто такая осушка осуществляется за счет поглощения (абсорбции) из газа оставшейся в нем жидкости различными жидкими гликолями в частности диэтиленгликолем, триэтиленгликолем, пропиленгликолем (ПГ) и т.д. Процесс абсорбции ведется в колонне насадочного или тарелочного типа. Осушенный газ постоянно отбирается с верха колонны. Если не требуется дополнительной очистки газа от серы и ее соединений, его направляют потребителю. В противном случае газ проходит еще через установку очистки от серы.

Смесь гликоля с водой и широкой углеводородной фракцией, которая отбирается с низа абсорбционной колонны, подается на колонну регенерации. Очищенный гликоль отбирается с низа колонны и вновь подается на процесс абсорбции.

Конденсат, отбираемый из сепаратора, является ценным сырьем для газоперерабатывающих (ГПЗ) заводов 1, но для переработки на ГПЗ его надо еще подготовить – отделить газ и частично попавшую в него воду. С установки НТС конденсат поступает на установку дегазации, которая представляет собой полуемкость. Конденсат заполняет ее примерно наполовину. В верхней части емкости находится газ, а в самом низу – вода, которая отделяется от конденсата за счет разности плотностей. При отборе газа давление в емкости снижается, нарушается равновесие между

свободным газом и газом, растворенным в конденсате. В результате часть растворенного газа переходит в свободное состояние.

Для более глубокого отбора легких углеводородных фракций от конденсата после дегазации конденсат направляют на стабилизацию в специальную колонну. Легкие фракции конденсата отбираются с верхней, а стабильный конденсат – с нижней части колонны. Все перечисленные аппараты УКПГ являются объектами с распределенными параметрами, в которых идут сложные тепломассообменные процессы. Построение динамических моделей этих объектов является довольно трудной задачей. Поэтому мы ограничимся только статическими моделями.

Процесс абсорбционной очистки газа

Процесс абсорбционной очистки газа осуществляется в противоточных колоннах насадочного или тарельчатого типа. В зависимости от качества сырого газа, требуемой степени осушки и конструктивных особенностей применяемой схемы могут реализоваться одно- и двухступенчатые процессы абсорбции в одной или двух колоннах. Чтобы не усложнять задачу, рассмотрим построение статической модели простейшей абсорбционной колонны (рис.1.7).

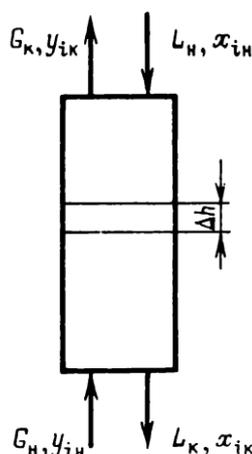


Рис. 1.7. Схема противотока к модели абсорбционной колонны

Рассмотрим некоторый дифференциально малый участок колонны высотой dh . В единицу времени на этом участке из фазы G в фазу Z перейдет дифференциально малое количество воды dG_1 , которое согласно с законами сохранения массы можно записать в виде

$$dG_1 = j_1 = k_y(y_1 - y_1^p)dh = k_x(x_1 - x_1^p)dh. \quad (1.3)$$

Из условия материального баланса следует

$$dG_1 = G dy_1 = L dx_1, \quad (1.4)$$

где L и G – расходы соответствующих фаз.

Исключив из уравнений (1.3) и (1.4) величину dG , получим

$$\begin{aligned} \frac{k_y}{G} dh &= \frac{dy_1}{y_1^p - y_1}; \\ \frac{k_y}{L} dh &= \frac{dx_1}{x_1^p - x_1}. \end{aligned} \quad (1.5)$$

Чтобы проинтегрировать эти уравнения, их необходимо

дополнить соотношениями для определения величин k_y, k_x, L, G, y_1^p и x_1^p .

Коэффициенты массопередачи k_y и k_x зависят от конструктивных особенностей колонны, содержания воды в абсорбенте, расходов газа и абсорбента. В общем случае можно записать

$$k_y = f_1(y_1, L, G); \quad k_x = f(x_1, L, G). \quad (1.6)$$

Конкретный вид этих выражений можно найти в специальной литературе по расчету массообменных аппаратов.

Величины L и G в первом приближении можно считать постоянными по высоте аппарата, а для вычисления y_1^p и x_1^p следует воспользоваться составы равновесия фаз двухфазной системы

$$y_1^p = \frac{\alpha x_1^p}{1 + (\alpha - 1)x_1^p}. \quad (1.7)$$

Стационарная модель насадочной абсорбционной колонны полностью определяется системой уравнений (1.5), (1.6) и (1.7).

Для абсорбционной колонны тарельчатого типа система уравнений (1.5) справедлива для каждой тарелки в отдельности. Если предположить, что на каждой тарелке колонны высота слоя жидкости одинакова и равна h_0 коэффициент массопередачи для i -й тарелки равен $k_y^{(i)}$, содержание воды в газовой фазе на i -й тарелке равно $y_y^{(i)}$ а величина y_1^p постоянна по высоте слоя жидкости на тарелке, то, интегрируя первое уравнение в (1.5), получаем

$$-\frac{k}{G}h = \ln(y_1^p - y_1^{(i)}(h)) = C. \quad (1.8)$$

Постоянную интегрирования C определим из условия, что величина y_1 в низу тарелки, т. е. при $h = 0$, соответствует величине y_1 в паровой фазе над предыдущей $(i-1)$ -й тарелкой. Тогда

$$C = -\ln(y_1^p - y_1^{(i-1)}). \quad (1.9)$$

Полагая в (1.8) $h = h_0$, $y_1^{(i)} - y_1^{(i)}(h_0)$ с учетом (1.9) получим, что содержание в газовом потоке над жидкой фазой i -й тарелки определяется рекуррентной формулой:

$$y_1^{(i)} = y_1^p + (y_1^{(i-1)} - y_1^p) \exp\left\{-\frac{k}{G}h_0\right\}. \quad (1.10)$$

Вместо уравнения материального баланса в дифференциальной форме (1.4) для тарельчатой колонны естественно записать аналогичные уравнения для каждой тарелки:

$$G(y_1^{(i-1)} - y_1^{(i)}) = L(x_1^{(i)} - x_1^{(i+1)}). \quad (1.11)$$

Уравнения (1.7), (1.10), (1.6) и (1.11) образуют полную систему уравнений для описания стационарного режима адсорбционной колонны тарельчатого типа.

Процесс регенерации гликолей

Процесс регенерации гликолей относится к классу процессов, решаемых бинарной ректификацией: исходную двухкомпонентную смесь воды с гликолем надо разделить на компоненты. Этот процесс обычно реализуется в аппаратах колонного типа (рис.1,8). Верхняя часть колонны,

расположенная выше точки ввода сырья, называется укрепляющей частью колонны, а ее нижняя часть – исчерпывающей (отпарной) частью колонны или кубом колонны. Обводненный гликоль, предварительно нагретый до кипения, поступает в среднюю часть колонны. Температура кипения гликолей выше температуры кипения воды, поэтому газообразная фаза колонны в основном состоит из паров воды.

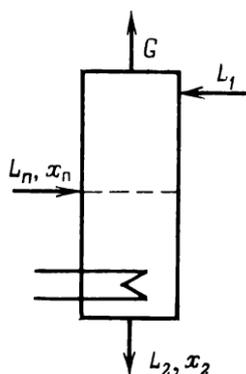


Рис. 1.8. Принципиальная схема потоков в колонне регенерации гликолей

Пары воды отбираются с верха колонны, а жидкая фаза из осушенного гликоля – с ее нижней части. В куб колонны подводится тепло для испарения оставшейся в гликоле воды. В верхнюю часть колонны вводится поток жидкой фазы L_1 называемой потоком орошения (или флегмой). Поток L_1 образован из части сконденсированного потока G .

Проведем аналогию между описаниями адсорбционной колонны, изображенной на рис.1.7, и колонной регенерации: если в колонне регенерации рассмотреть отдельно укрепляющую и отпарную части, то для каждой из них должны быть справедливы общие уравнения материальных балансов для колонны, рассмотренные в предыдущем параграфе. Исключение составит только область ввода питания, в материальном балансе которой надо учесть величину L_n .

Пусть регенерация проводится в колонне тарельчатого типа. Запишем систему уравнений материальных балансов по колонне, начиная с ее отпарной части.

Предполагая, что в кубе колонны фазы находятся в состоянии равновесия, а товарный продукт гликоля, уходящий с низа колонны, содержит x_2 воды, получаем

$$(L_n + L_1)x_1 - L_2x_2 - Gy_1^p(x_2) = 0. \quad (1.12)$$

Для всех тарелок колонны будут справедливы уравнения типа (1.10) для состава паровой фазы:

$$y_i = y^p + (y_1^{(i-1)} - y_1^p) - \exp\left\{-\frac{k}{G}h_0\right\}. \quad (1.13)$$

Материальные балансы на тарелках колонны будут следующими: для тарелок отгонной части

$$(L_n + L_1)(x_1^{(i+1)} - x_1^{(i)}) + G(y_1^{(i-1)} - y_1^{(i)}) = 0, \quad i = \overline{1, k-1}; \quad (1.14)$$

для тарелки питания, которая идет под номером k ,

$$L_n x_n + L_1 x_1^{(k+1)} - (L_n + L_1)x_1^{(k)} + G(y_1^{(k-1)} - y_1^{(k)}) = 0; \quad (1.15)$$

для тарелок укрепляющей части

$$L_1(x_1^{(i+1)} - x_1^{(i)}) + G(y_1^{(i-1)} - y_1^{(i)}) = 0, \quad i = \overline{k+1, n}. \quad (1.16)$$

Содержание воды в потоке флегмы будем обозначать x^{n+1} . Дополнив эту систему уравнениями равновесного состояния (1.7) и уравнениями зависимости коэффициентов массопередачи от параметров фаз (1.6), получим полную систему уравнений для расчета параметров парожидкостных потоков при стационарном режиме работы колонны.

ГЛАВА II. АВТОМАТИЗИРОВАННАЯ СИСТЕМА УПРАВЛЕНИЯ ОЧИСТКИ ГАЗА ОТ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА

2.1. Принципиальная технологическая схема абсорбера

По многим причинам работу абсорбционной колонны трудно регулировать. Обычная колонна имеет много контуров регулирования, работа которых во многом зависит от друг от друга. Надлежащий выбор контура регулирования важен для обеспечения эффективного функционирования колонны — неправильное сочетание управляемых и контролируемых параметров может привести к сильным взаимодействиям и даже к нечувствительности работы установки в целом. Нормальная работа большинства колонн легко нарушается вследствие изменения погодных условий, а также колебаний параметров теплонесущей и охлаждающей сред. Правильный выбор системы регулирования может снизить чувствительность к таким возмущениям.

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для очистки этих смесей от вредных веществ.

Применяемые для абсорбционных процессов массообменные аппараты принято подразделять на две группы: с непрерывным (насадочные колонны) и со ступенчатым контактом фаз (тарельчатые колонны). Принципиальная схема противоточного аппарата со ступенчатым контактом фаз приведена на рис. 2.1.

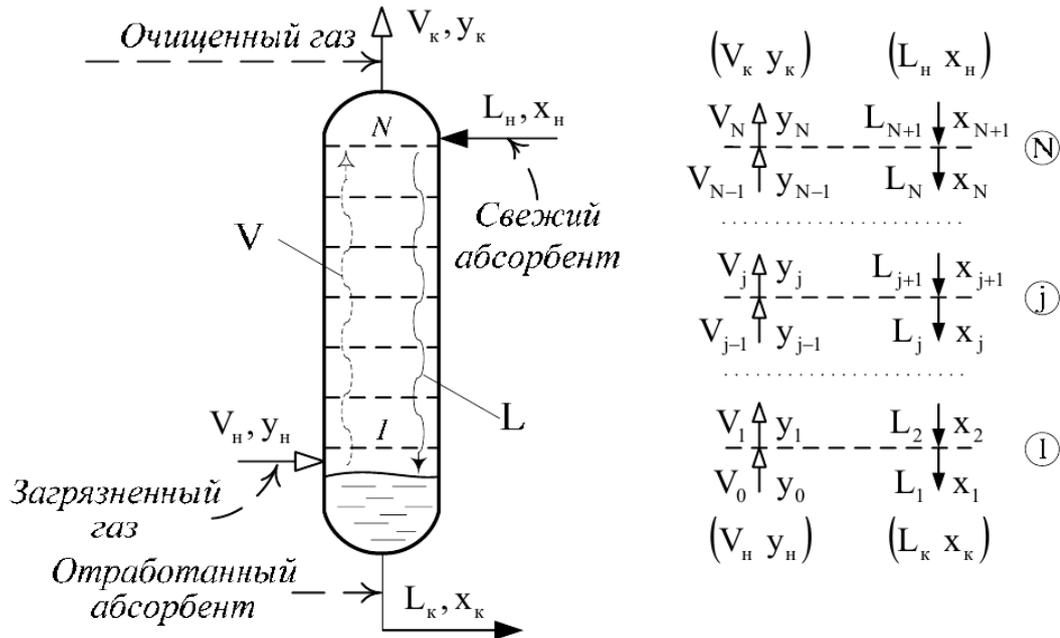


Рис. 2.1. Принципиальная технологическая схема тарельчатого абсорбера

При рассмотрении процесса абсорбции ограничимся простым случаем, когда в массопереносе участвует лишь один из компонентов. Тогда каждую из взаимодействующих фаз можно считать бинарным раствором, состоящим из распределяемого компонента (участвующее в массопереносе вещество) и инертного компонента (остальные компоненты данной фазы). Для характеристики состава раствора достаточно указать концентрацию распределяемого компонента.

В качестве исходных данных при расчете абсорбционных процессов обычно задаются начальные составы разделяемой смеси и разделяющего агента (абсорбента), расход исходной газовой смеси, а также конечная концентрация в ней извлекаемого компонента. Результаты расчета: расход абсорбента, параметры конструкции и технологического режима аппарата.

2.2. Математическое описание процесса абсорбции

Материальный баланс [6,7] непрерывного процесса абсорбции в установившихся условиях может быть представлен следующей системой уравнений:

$$\begin{aligned} V_n y_n + L_n x_n - V_k y_k - L_k x_k &= 0, \\ V_n (1 - y_n) - V_k (1 - y_k) &= 0, \\ L_n (1 - x_n) - L_k (1 - x_k) &= 0, \\ L_n + V_n - L_k - V_k &= 0, \end{aligned} \quad (2.1)$$

L , V_n – расходы абсорбента и газовой смеси на входе аппарата; L_k , V_k – расходы абсорбента и газовой смеси на выходе аппарата; x_n , y_n – начальная концентрация распределяемого компонента в жидкой и газовой фазах; x_k , y_k – конечная концентрация распределяемого компонента в жидкой и газовой фазах (рис. 2.1). В уравнениях (2.1) расходы фаз должны быть массовыми, если концентрации выражены в масс. долях; при выражении составов в мол. долях расходы должны быть мольными.

Полный массовый или мольный поток распределяемого компонента из одной фазы в другую во всем аппарате может быть найден из уравнений:

$$M = V_n y_n - V_k y_k = L_k x_k - L_n x_n$$

или

$$M = V_n - V_k = L_k - L_n. \quad (2.2)$$

Работу массообменного аппарата часто характеризуют степенью извлечения распределяемого компонента. Для абсорбции степень извлечения s равна:

$$s = \frac{M}{V_n y_n}. \quad (2.2)$$

Кроме уравнений (2.1), характеризующих работу всего аппарата, должны соблюдаться уравнения внутреннего материального баланса, описывающие работу отдельных ступеней аппарата. Для противоточных

аппаратов со ступенчатым контактом фаз эти уравнения связывают концентрацию распределяемого компонента в фазе, выходящей из какой-либо ступени (y_j), с его концентрацией в другой фазе, поступающей на ту же ступень (x_{j+1}):

$$y_j = \frac{L_{j+1}}{V_j} x_{j+1} + \frac{V_n}{V_j} y_n - \frac{L_k}{V_j} x_k$$

или

$$y_j = \frac{L_{j+1}}{V_j} x_{j+1} + \frac{V_k}{V_j} y_k - \frac{L_n}{V_j} x_n, \quad j=1,2,\dots,N. \quad (4.2)$$

Уравнения (2.4) справедливы в отсутствие взаимного уноса фаз (структура потоков внутри ступеней может быть произвольной). Если расходы существенно меняются внутри аппарата, т.е. если L_{j+1} , V_j заметно зависят от номера ступени, то уравнения (2.4) нелинейны и должны быть дополнены уравнениями:

$$\begin{aligned} L_{j+1}(1-x_{j+1}) &= L_n(1-x_n) = L_k(1-x_k), \\ V_j(1-y_j) &= V_n(1-y_n) = V_k(1-y_k), \\ V_j - L_{j+1} &= V_k - L_n = V_n - L_k, \quad j=1,2,\dots,N-1. \end{aligned} \quad (2.5)$$

Концентрация распределяемого компонента в газовой фазе может быть рассчитана с помощью равновесной концентрации и эффективности контактной ступени:

$$y_i = y_{j-1} + \eta(y^*(x_j, t_j) - y_{j-1}), \quad j=1,2,\dots,N, \quad (2.6)$$

где η – эффективность или к.п.д. тарелки, $y^*(x_j, t_j)$ – концентрация распределяемого компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью, определяемая уравнением равновесия на основе закона Генри:

$$y^*(x_j, t_j) = m_j x_j, \quad m_j = E_j/P_j \quad (2.7)$$

здесь m_j – коэффициент распределения, E_j – константа Генри, которая зависит от температуры и свойств газа, P_j – давление на тарелке.

Для определения температуры фаз (которая должна быть одинаковой) систему уравнений материального баланса (2.1) – (2.5) необходимо дополнить уравнениями теплового баланса [6, 7] для всего аппарата и для каждой ступени:

$$V_n I_n + L_n i_n - V_k I_k - L_k i_k = 0; \quad (2.8)$$

$$V_{j-1} I_{j-1} + L_{j+1} i_{j+1} - V_j I_j - L_j i_j = 0, \quad j=1,2,\dots,N, \quad (2.9)$$

где I_n, I_k, i_n, i_k – начальные и конечные удельные энтальпии (теплосодержание) соответствующих фаз; $I_j, I_{j-1}, i_j, i_{j+1}$ – энтальпии фаз на выходе и входе ступени (кДж/кг).

При расчете неизотермических процессов кроме параметров, характеризующих входные потоки, в качестве исходных данных обычно задаются числом ступеней разделения. Повторение расчетов при различном соотношении расходов фаз и числе ступеней позволяет найти условия, при которых могут быть получены определенные конечные составы. Возможная схема расчета для неизотермической абсорбции, проводимой в тарельчатом аппарате, показана на рис. 2.2.

В соответствии с этой схемой сначала задаются числом тарелок, КПД тарелки, составом и температурой газа на выходе из абсорбера. Затем из материального и теплового балансов для всего процесса определяют конечные расходы фаз, температуру и состав выходящей из абсорбера жидкости. После этого, используя уравнения балансов и равновесия, проводят последовательный расчет расходов, составов и температур для всех ступеней. Полученные значения температуры и концентрации в газе на последней ступени сопоставляют с u_k и $t_{г.к.}$, которыми задавались в начале расчета. При значительном расхождении расчет повторяют, при этом за новые значения конечной концентрации и температуры газа принимают значения, полученные в предыдущей итерации.

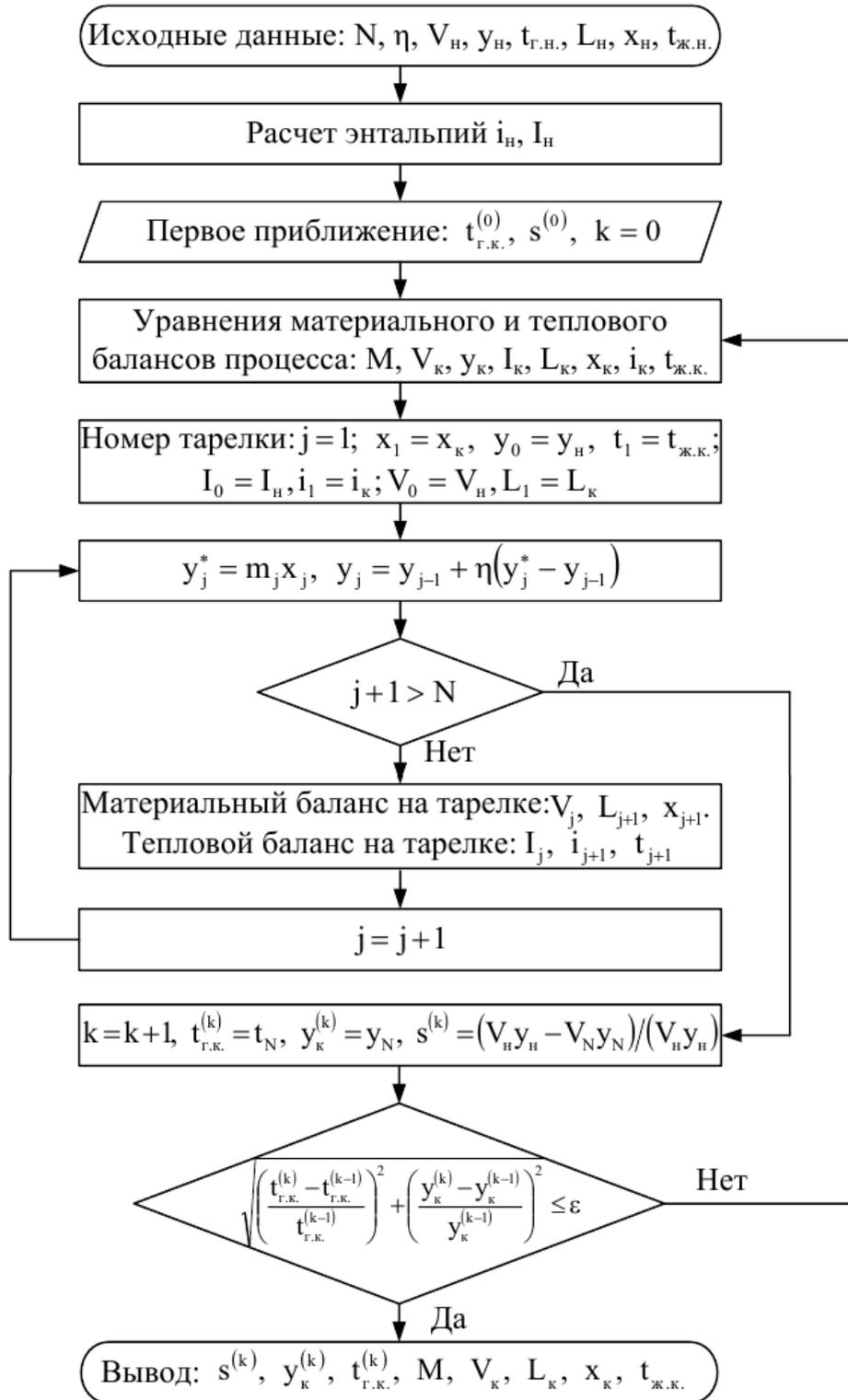


Рис. 2.2. Алгоритм расчета абсорбера со ступенчатым контактом фаз

Мольные энтальпии жидкости и газа (кДж/кмоль) рассчитываются по следующим формулам:

$$i = (c_m^p x + c_m^a (1-x))t, \quad (2.10)$$

$$I = (c_m^p y + c_m^u (1-y))t + r_m^p y, \quad (2.11)$$

где c_m^p, c_m^a, c_m^u – мольные теплоемкости распределяемого компонента, абсорбента и инертного компонента (кДж/(кмоль·град)); r_m^p – мольная теплота испарения распределяемого компонента (кДж/кмоль); x, y – концентрации распределяемого компонента в жидкости и газе (мол. доли). Мольная теплоемкость связана с массовой теплоемкостью c (кДж/(кг·град)) и молекулярной массой M_k (кг/кмоль):

$$c_m = cM_k$$

Температура газа, выходящего из абсорбера $t_{г.к.}^{(0)}$, задаваемая в качестве первого приближения, принимается большей начальной температуры абсорбента на $1 \div 3$ °С. Первое приближение степени извлечения распределяемого компонента $s^{(0)}$ выбирается из диапазона $85 \div 98$ %. На основе первого приближения рассчитываются параметры потоков на выходе аппарата:

$$\begin{aligned} M &= sV_n y_n; \\ V_k &= V_n - M, L_k = L_n + M; \\ x_k &= \frac{L_k - L_n(1-x_n)}{L_k}, y_k = \frac{V_k - V_n(1-y_n)}{V_k}. \end{aligned}$$

Энтальпия пара на выходе аппарата I_k определяется на основе выражения (2.11), энтальпия жидкости – с помощью уравнения (2.8):

$$i_k = \frac{V_n I_n + L_n i_n - V_k I_k}{L_k}.$$

Температура жидкости:

$$t_{ж.к.} = \frac{i_k}{c_m^p x_k + c_m^a (1-x_k)}.$$

Определив величины y_k и $t_{ж.к.}$, необходимо провести потарелочный расчет с целью уточнения степени извлечения s . При этом для первой тарелки известны следующие величины:

$$\begin{aligned}x_1 &= x_k, \quad y_0 = y_n, \quad t_1 = t_{\text{ж.к.}}; \\I_0 &= I_n, \quad V_0 = V_n; \\i_1 &= i_k, \quad L_1 = L_k.\end{aligned}$$

Уравнение равновесия (2.7) позволяет рассчитать равновесную концентрацию в газовой смеси на первой тарелке $y^*(x_1, t_1)$. Величина y_1 рассчитывается с помощью выражения (2.6). Расход газа, уходящий с первой тарелки, а также расход и состав жидкости, поступающей на первую тарелку со второй, находим с помощью уравнений (2.5):

$$\begin{aligned}V_1 &= V_n \frac{1 - y_n}{1 - y_1}, \\L_2 &= V_1 - V_n + L_k, \\x_2 &= 1 - L_n \frac{1 - x_n}{L_2}.\end{aligned}$$

Из теплового баланса для первой ступени можно определить температуру поступающей на нее жидкости:

$$\begin{aligned}I_1 &= (c_m^p y_1 + c_m^u (1 - y_1)) t_1 + r_m^p y_1, \\i_2 &= \frac{V_1 I_1 + L_1 i_1 - V_0 I_0}{L_2}, \\t_2 &= \frac{i_2}{c_m^p x_2 + c_m^a (1 - x_2)}.\end{aligned}$$

Определяется концентрация распределяемого компонента в газовой фазе на второй тарелке y_2 и т.д. до нахождения t_N и y_N . После этого расчетные значения сравниваются с $t_{\text{г.к.}}$ и y_k . Если они равны с заданной точностью, то расчет прекращают, иначе процедуру потарелочного расчета повторяют, при этом приняв в качестве следующего приближения $t_{\text{г.к.}}^{(k)}$ и $s^{(k)}$ данные из предыдущей итерации.

2.3. Регулирование состава очищенного газа на выходе абсорбционной установки

Отклонения качественных характеристик очищенного газа от требуемых значений возможны в результате наличия возмущений на входе установки (состав, расход, теплофизические свойства исходной газовой смеси и абсорбента), а так-же отклонений (температура и давление в аппарате). В этой связи целесообразно применение системы регулирования степени извлечения изменением расхода абсорбента и его температуры.

Для поддержания температуры абсорбента его подают в холодильный аппарат, в котором он охлаждается в результате переноса тепла через поверхность стенок холодному теплоносителю (хладагенту). Необходимое количество хладагента G определяется путем расчета тепловой нагрузки на холодильник:

$$G = \frac{Q}{c^x(t_{x.к.} - t_{x.н.})} = \frac{L_n c^a (t_{ж.} - t_{ж.н.})}{c^x (t_{x.к.} - t_{x.н.})}$$

где Q – тепловая нагрузка на холодильник (кВт); c^a , c^x – массовые теплоемкости абсорбента и хладагента при средней температуре (кДж/(кг·К)); $t_{ж.}$, $t_{ж.н.}$ – начальная температура (на входе холодильника) и конечная температура (на входе абсорбера) абсорбента; $t_{x.к.}$, $t_{x.н.}$ – конечная и начальная температуры хладагента.

Использование аналитических зависимостей для определения управляющих параметров (расход хладагента) может быть реализовано в системе управления, принципиальная структура которой приведена на рис. 2.3.

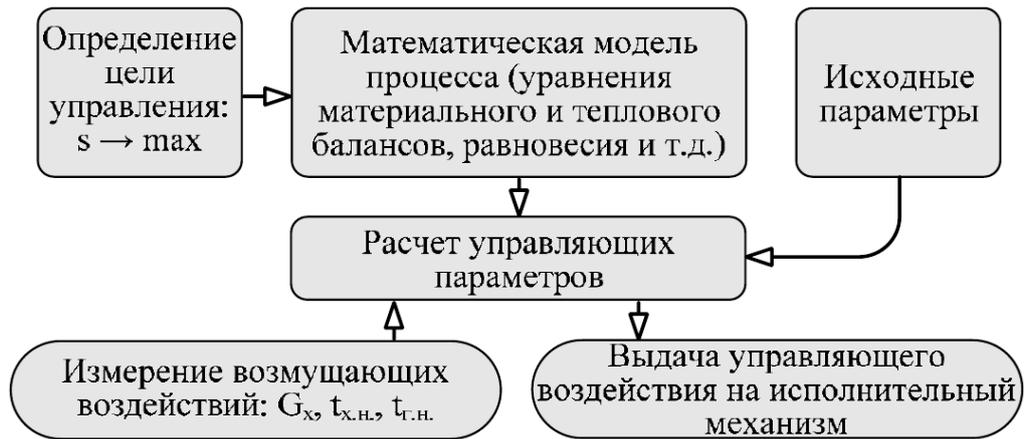


Рис. 2.3. Структура системы управления абсорбционной установки

Построение функциональной схемы автоматизации

Моделируемая система управления абсорбционным процессом, реализованная на базе контрольно-измерительных приборов и ЭВМ, должна выполнять следующие функции:

- измерение параметров процесса (возмущений: температура и расход загрязненной газовой смеси; отклонений: расход свежего абсорбента, температура и давление в аппарате, уровень жидкости в кубе и др.);
- расчет управляющих параметров на основе математической модели;
- выдача управляющего воздействия на исполнительный механизм (изменение расходов свежего и отработанного абсорбента и т.д.).

Для графического представления структуры и функциональных связей между технологическим процессом и средствами контроля и управления используется функциональная схема автоматизации процесса [8, 9]. На схеме показывают с помощью условных обозначений (рис. 2.4):

- основное технологическое оборудование (абсорбер; теплообменное оборудование, необходимое для охлаждения абсорбента; насосное оборудование и т.д.);
- потоки жидкостей, газов и пара на входе и выходе абсорбера;
- приборы и средства автоматизации.

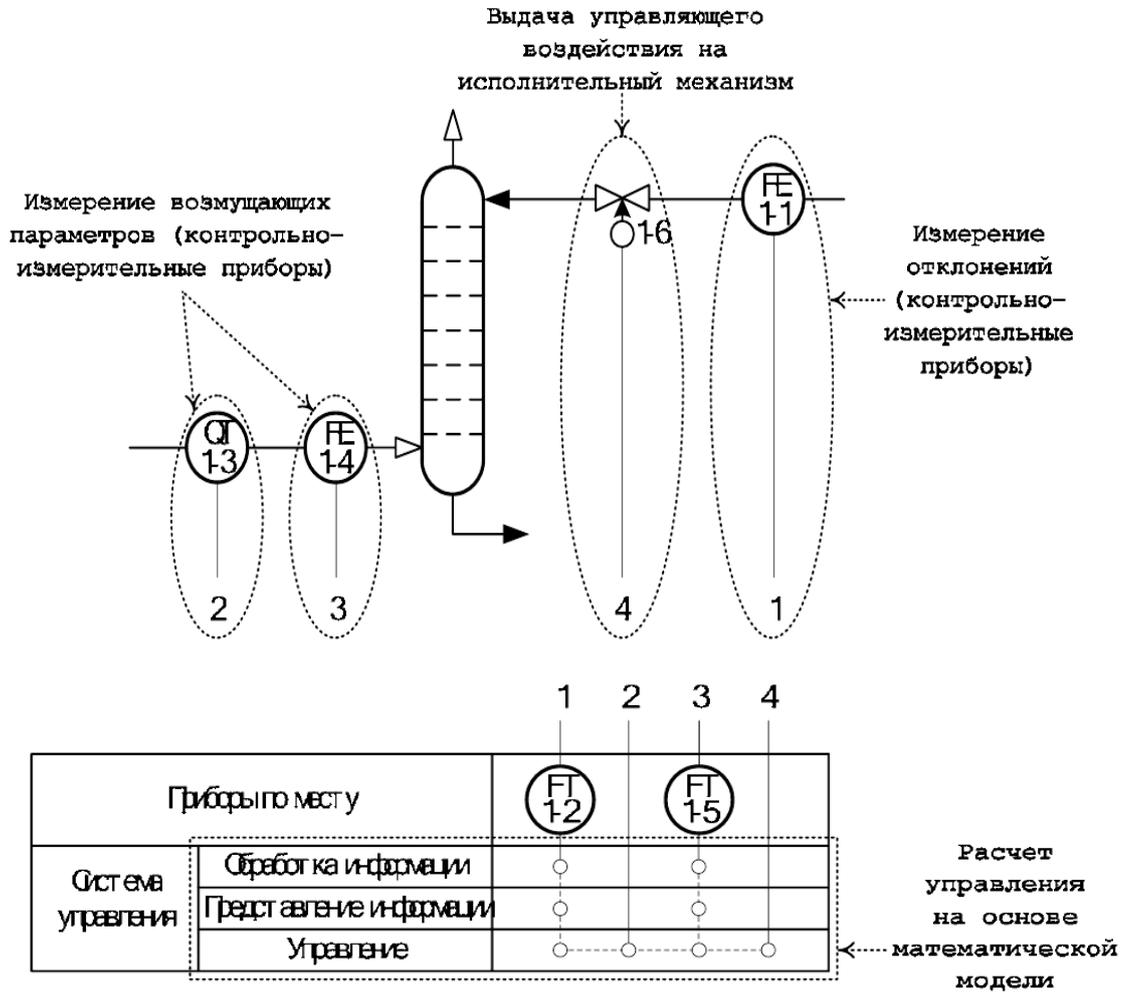


Рис. 2.4. Функциональная схема автоматизации процесса абсорбции

Показателем эффективности процесса является концентрация U_k извлекаемого компонента в обедненной смеси, а целью управления – достижение определенного значения этой концентрации.

Концентрация U_k определяется разностью количеств извлекаемого компонента, поступающего в колонну с газовой смесью и поглощаемого из нее абсорбентом.

Количество компонента, поступающего в колонну, однозначно определяется расходом газовой смеси F_c и начальной концентрацией в ней извлекаемого компонента U_n .

Таким образом, концентрация U_k зависит от расхода газовой смеси, концентраций X_n и Y_n , отношения расходов F_a/F_c (F_a – расход абсорбента и F_c – расход смеси), температуры и давления в аппарате.

Изменения расхода газовой смеси могут быть сильными возмущениями, поэтому расход газа следует стабилизировать. Изменять же его с целью регулирования показателя эффективности нецелесообразно, так как при этом производительность абсорбера может оказаться ниже расчетной и экономичность процесса снизится.

Концентрации определяются режимами других технологических процессов; с их изменением в объект будут вноситься возмущающие воздействия.

Отношение F_a/F_c можно поддерживать постоянным путем стабилизации обоих расходов. Это отношение можно использовать также для регулирования процесса, причем изменять его следует путем изменения расхода F_a .

Температура в абсорбере зависит от многих параметров: температуры, теплоемкости и расхода газовой и жидкой фаз, интенсивности массообмена между фазами (процесс абсорбции экзотермичен), потерь тепла в окружающую среду. Часть этих параметров обычно подвержена значительным колебаниям во времени; это относится, например, к

интенсивности массообмена, которая для достижения цели управления должна быть переменной при изменяющихся концентрациях. Такие возмущения приводят к нарушению теплового баланса и, следовательно, изменению температуры в абсорбере. Чтобы этого не происходило, температуру следовало бы регулировать, однако в рассматриваемом абсорбере нет внутреннего охлаждения, поэтому ограничивают стабилизацией температур абсорбента T_a и газовой смеси T_c на входе в абсорбер путем изменения расходов хладоносителей.

Давление в абсорбере целесообразно стабилизировать путем изменения расхода обедненной смеси.

Итак, стабилизировать все параметры, влияющие на показатель эффективности, практически невозможно. Поэтому в качестве регулируемой величины следует взять концентрацию, а регулирующие воздействия реализовать изменением отношения расходов F_a/F_c .

Для улучшения качества регулирования показателя эффективности надо предусмотреть узлы регулирования расхода F_c , температур T_a и T_c , давления в колонне.

В нижней части абсорбера должно находиться некоторое количество жидкости, обеспечивающее гидравлический затвор, что исключает поступление газовой смеси из абсорбера в линию насыщенного абсорбента и позволяет регулировать давление в абсорбере. Постоянное количество этой жидкости поддерживается регулированием уровня в абсорбере путем изменения расхода насыщенного абсорбента.

В качестве параметров, которые необходимо контролировать, следует выбрать расход и температуру исходного и насыщенного абсорбентов, исходной и обедненной газовой смеси, хладоносителей, а также концентрацию извлекаемого компонента в обедненной смеси, уровень в нижней части колонны, температуру по высоте колонны, давление и перепад

давления в ней. Сигнализации подлежат отклонения давления в колонне и концентрация извлекаемого компонента в абгазе от предельных значений.

Схемой автоматизации должно быть предусмотрено устройство защиты, исключающее значительное повышение давления в колонне. Это устройство при определенном значении давления обеспечивает прекращение питания регуляторов воздухом. Выбор регулирующих органов должен производиться так, чтобы регулирующим органом на магистрали обедненной смеси открылся, а на остальных – закрылся.

Регулирование концентрации извлекаемого компонента в насыщенном абсорбенте. Такая цель управления часто ставится при проведении процесса абсорбции в производстве кислот. В этом случае из газовой смеси необходимо поглощать такое количество компонента, которое бы обеспечило постоянство концентрации U_k . В качестве основного регулируемого параметра следует брать эту концентрацию (часто используют также плотность продукта), а регулирующее воздействие должно осуществляться изменением расхода абсорбента. При этом датчик состава с целью уменьшения запаздывания может быть установлен не на линии насыщенного абсорбента, а в кубе колонны.

Регулирование состава при переменном расходе газовой смеси. Если расход газовой смеси определяется технологическим режимом предшествующего процесса, то стабилизировать его нельзя, а изменения его являются для абсорбера сильными возмущениями. Для качественного регулирования процесса эти возмущения следует компенсировать до распространения их в объекте. Эту задачу решает регулятор соотношения расходов газовой смеси и абсорбента с коррекцией по концентрации U_k . Если на установку поступает смесь постоянного состава, то исключается одно из сильных возмущающих воздействий. Тогда достаточно вместо регулирования концентрации U_k ограничиться стабилизацией расходов газовой смеси и абсорбента. Если при этом расход газовой смеси изменяется

во времени, устанавливают регулятор соотношения расходов газовой смеси абсорбента без коррекции по концентрации.

Регулирование процесса изотермической абсорбции. Некоторые процессы абсорбции протекают с большим выделением тепла, что ухудшает массопередачу. В связи с этим возникает необходимость в отборе части тепла из абсорбера, для чего устанавливают охлаждающие змеевики непосредственно в колонне. Расход хладоносителя подаваемого в змеевик, должен определяться тепловым режимом всего абсорбера. Если змеевики установлены по всей высоте абсорбера, то параметром, характеризующим тепловой режим абсорбера, является температура хладоносителя на выходе из него. Если же змеевики установлены только в нижней части абсорбера, то регулируемой величиной является температура насыщенного абсорбента.

Регулирование перепада давления в колонне. Некоторые конструкции абсорбционных колонн очень чувствительны к нарушению гидродинамического режима: даже незначительные изменения скорости газа в колонне ведут к неустойчивым режимам ее работы. В этих случаях следует стабилизировать не давление, а перепад давления в колонне изменением расхода обедненной газовой смеси.

Регулирование процесса при рецикле абсорбента. В некоторых случаях абсорбент, выходящий из куба колонны, лишь частично отбирается с установки, большая же часть его возвращается в колонну в качестве рецикла. Уровень в колонне при такой технологии регулируют изменением расхода насыщенного абсорбента, выводимого с установки, а концентрацию U_k – изменением, расхода свежего абсорбента.

Регулирование состава абсорбента, поступающего в абсорбционную колонну. Абсорбент, возвращаемый с участка десорбции, может содержать некоторое количество компонентов газовой смеси, что значительно ухудшает процесс сорбции (рис.2.6).

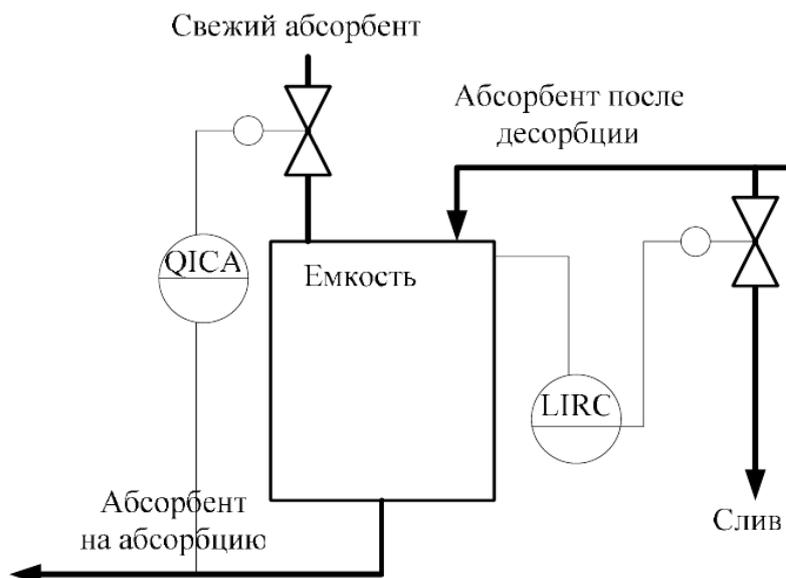


Рис.2.6. Схема регулирования состава абсорбента, поступающего в колонну

В этом случае необходимо постоянно выводить часть отработанного абсорбента из системы и вводить такое же количество свежего. Это осуществляется в специальной емкости, устанавливаемой между абсорбером и десорбером.

При этом состав абсорбента на входе в абсорбер стабилизируют изменением расхода свежего абсорбента. Баланс между расходами свежего отработанного абсорбента, выводимого из системы, поддерживается с помощью регулятора уровня, воздействующего на расход сливаемого абсорбента.

Регулирование по возмущению (использование многоконтурных систем). Если в объект поступают возмущения в виде изменения состава и расхода исходной смеси, то расход абсорбента целесообразно изменять в зависимости от этих параметров, то есть использовать регулирование по возмущению. На схеме (рис.2.7) показана двухконтурная система, осуществляющая такое регулирование.

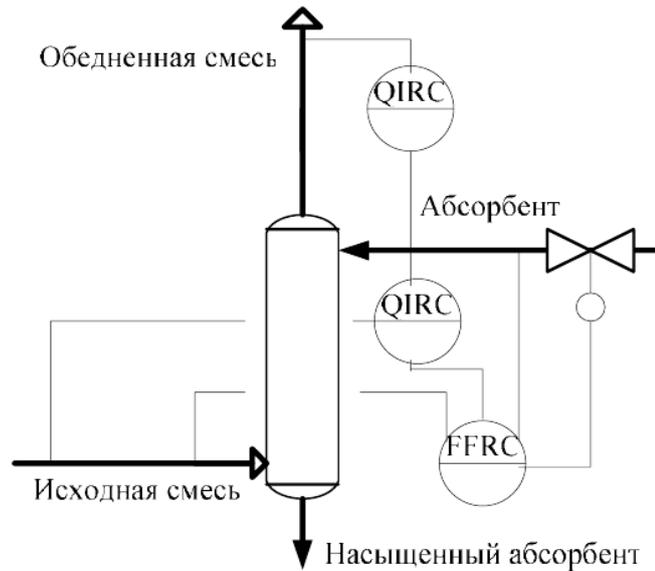


Рис.2.7. Контур регулирования по возмущению при переменных расходах и составе исходной смеси

Благодаря использованию многоконтурных систем можно значительно улучшить качество регулирования процесса и при наличии других возмущений. В качестве вспомогательных параметров выбирают расход абсорбента – при регулировании концентрации извлекаемого компонента в обедненной смеси; расход хладоносителя – при регулировании температур газовой смеси и абсорбента, выводимых из холодильников; расход насыщенного абсорбента – при регулировании уровня.

Регулирование нескольких последовательно установленных абсорбционных колонн. Система автоматического регулирования последовательно установленных абсорберов принципиально не отличается от систем регулирования одного абсорбера. Концентрацию U_k , регулируют изменением подачи абсорбента, поступающего в первый по ходу абсорбента аппарат одного абсорбера. Концентрацию U_k , регулируют изменением подачи абсорбента, поступающего в первый по ходу абсорбента аппарат. Стабилизируют уровни в каждом абсорбере, температуры газовой смеси и абсорбента на входе в установку и давление в последнем по ходу газа абсорбере. В тех случаях, когда между абсорберами установлены промежуточные холодильники для охлаждения абсорбента, необходимо предусмотреть регулирование температуры абсорбента перед абсорберами изменением расхода хладоносителей.

2.5. Автоматизированная система управления очистки газа на базе технических средств фирмы SIEMENS

Характеристика газового промысла.

Объектом автоматизации в рамках создаваемой АСУТП является газовый промысел, включающий в свой состав следующие технологически связанные промысловые объекты:

- газосборная сеть установка комплексной подготовки газа (УКПГ);
- газосборная сеть (с площадкой переключающей арматуры и насосной метанола);
- установка комплексной подготовки газа УКПГ;
- дожимная компрессорная станция (с цехом очистки газа);
- газопровод подключения УКПГ к промысловому газопроводу.

Состав газа сеноманской продуктивной залежи по всей площади практически постоянен и составляет:

CH_4 - 98,43 %;

C_2H_6 - 0,11 %;

C_3H_2 - 0,02 %;

N_2 - 1,104 %;

CO_2 - 0,33 %.

В состав газового потока также входят конденсационная (находящаяся в пласте в паровом состоянии) и пластовая (выносимая газовым потоком из пласта) вода, а также механические примеси.

Отбор пластового газа для его подготовки к транспорту на газовый промысел (ГП) обеспечивается 45 скважинами, сгруппированными в 15 кустов. Подключение кустов скважин к ГП осуществляется по индивидуальным газопроводам-шлейфам.

Эксплуатационные характеристики газовых скважин:

- отбор газа - 14,4 млрд м^3 /год;

- устьевая температура - +12...13 °С;
- средний дебит скважины - 619 тыс. м³/сут.

Кроме действующей газосборной сети к ГП также по индивидуальным газопроводам-шлейфам подключаются 7 кустов (24 скважины).

В ЗПА происходит снижение и выравнивание давления, переключение коллекторов на факел при продувке и на обводной коллектор при аварийной остановке УКПГ. На выходе здание переключающей арматуры (ЗПА) газ попадает в газосборный коллектор с установленной на нём дистанционно управляемой переключающей арматурой, что даёт возможность увеличивать производительность установки осушки газа при выходе из строя какой-либо из её линий.

Дожимная компрессорная станция (ДКС-П) предназначена для поддержания постоянного давления на входе установки осушки газа для обеспечения её стабильной работы. ДКС через крановые узлы подключается к действующему коллектору сырого газа, проложенному от ЗПА к технологическому корпусу. После компримирования газ поступает по двум газопроводам на установку охлаждения и далее подается в коллектор, проложенный от ЗПА к технологическому корпусу.

Перед ДКС производится очистка газа на установке очистки газа (четыре линии по две ступени сепарации).

В состав технологического корпуса входят установка абсорбционной осушки газа (12 технологических линий - 2 помещения по 6 линий) и установка регенерации ДЭГ (2 технологические линии).

Газ последовательно проходит по каждой технологической линии промывочную колонну и абсорбер.

Ориентировочные объёмы автоматизации по УКПГ (без ДКС) приведены в табл.2.1.

Таблица 2.1

Место размещения УСО	Тип сигнала			
	Аналоговые		Дискретные	
	AI	AO	DI	DO
ЗПА	36	-	128	77
Установка осушки газа	110	46	142	106
Установка регенерации ДЭГ	92	22	136	124
Цех очистки газа	70	4	67	58
Насосная метанола	14	-	40	22
ППА	17	-	44	11
Технологические корпус	-	-	30	22
Узел замера газа	5	-	12	13
АВО газа УКПП	-	-	-	50
Итого	344	72	733	483
Вспомогательное производство	33	-	249	117
Всего по объекту	377	72	982	600
Общее количество сигналов	2031			

Назначение и цели создания системы.

АСУТП УКПП предназначена для выполнения функций:

- автоматизированного контроля и управления в реальном масштабе времени технологическими процессами добычи и подготовки газа совместно с дожимной компрессорной станцией (ДКС);
- обеспечения бесперебойной подачи запланированных объёмов товарного газа требуемого качества с наименьшими эксплуатационными затратами;
- обеспечения производственно-диспетчерской службы (ПДС) необходимой информацией для решения в составе ИУС ДУ задач планирования, контроля, учета, анализа и управления производственно-хозяйственной деятельностью предприятия.

Целями создания системы являются:

- обеспечение требуемых режимов работы УКПГ, ДКС и объектов подключения;
- обеспечение бесперебойной подачи товарного газа требуемого качества;
- обеспечение эффективного использования химреагентов;
- обеспечение эффективной загрузки технологического оборудования;
- обеспечение локализации предаварийных и аварийных состояний и оперативного управления в нештатных ситуациях;
- минимизация потерь при возникновении нештатных ситуаций;
- обеспечение высокой экологической безопасности производства.

Структура комплекса технических средств АСУТП УКПГ.

Распределенная система управления АСУТП ГП включает в себя два уровня (рис.2.8):

верхний уровень - уровень оперативно-производственной службы (ОПС ГП);

нижний уровень - уровень систем автоматического управления (САУ) технологических установок, цехов, блоков, входящих в состав промысла.

АСУТП создана на базе программно-технического комплекса SIMATIC S7-400 производства фирмы Siemens.

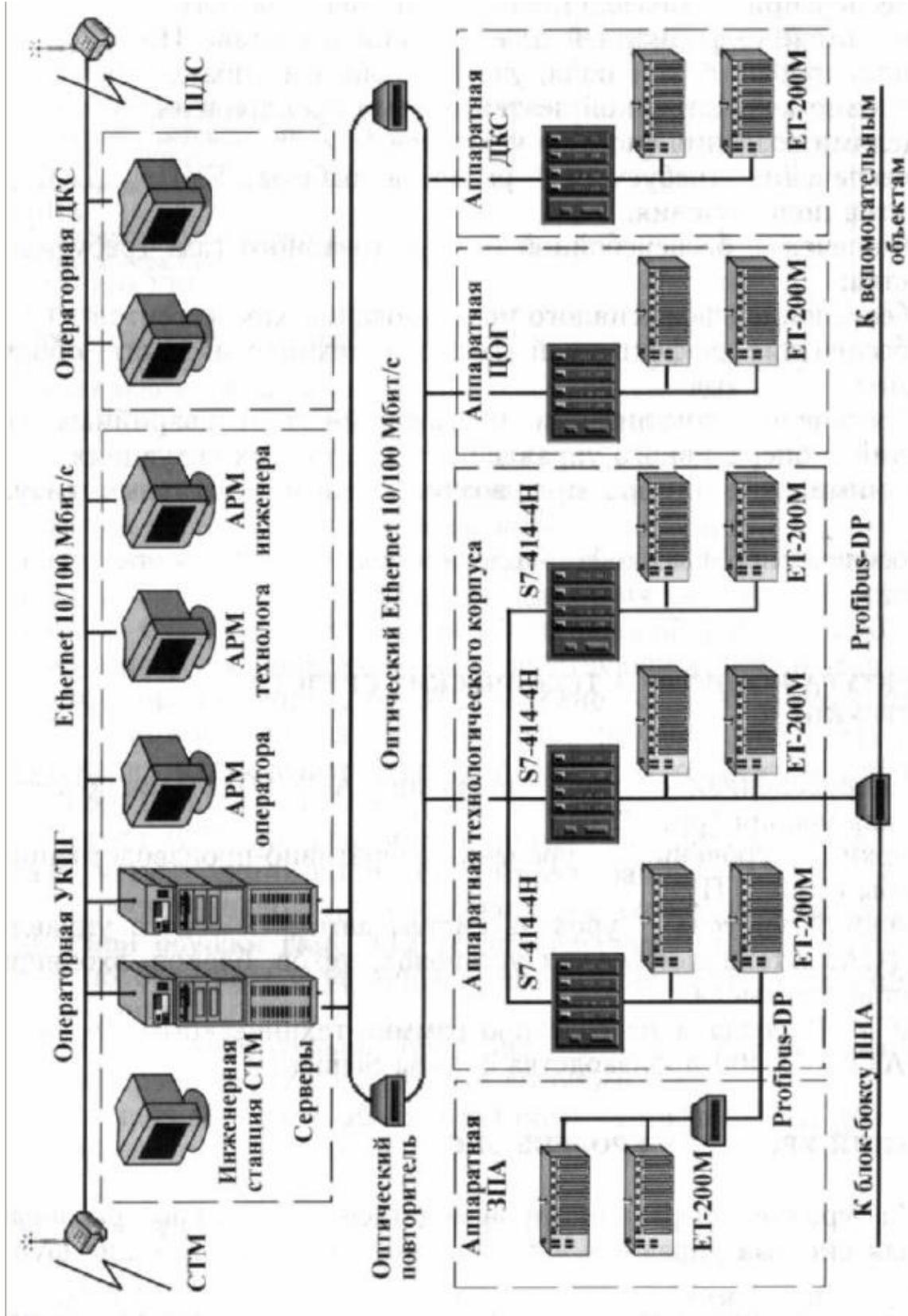


Рис.2.8. Структурная схема АСУ ТП УКПП

Верхний уровень - уровень ОПС.

На уровне оперативно-производственной службы распределенная система управления должна выполнять следующие функции:

- представление оператору информации о состоянии объекта управления;
- обмен информацией с нижним уровнем;
- оперативное планирование работы ГП;
- защита информации от несанкционированного доступа;
- дистанционное управление;
- диагностика программных и технических средств;
- ведение технологической базы данных;
- формирование отчётных документов;
- обмен информацией с уровнем ПДС (ИУС ДУ).

Функция «Представление оператору информации о состоянии объекта управления» подразумевает отображение параметров, принимаемых с нижнего уровня системы, на видеокдрах (мнемосхемах) со звуковой и световой сигнализацией об отклонении параметров за заданные границы и сигнализацией о неисправности исполнительных механизмов.

Реализация функции «Оперативное планирование работы ГП» предполагает решение следующих задач:

- распределение производительности по технологическим объектам промысла исходя из планового задания по добыче газа и ограничений по производительности скважин и технологического оборудования, с целью обеспечения оптимального функционирования промысла в целом и отдельных технологических объектов;
- расчёт эффективного расхода химреагентов (метанола и гликоля) для обеспечения безгидратной работы УКПГ и получения товарного газа требуемого качества;

– расчёт резервов производительности технологического оборудования на основании данных, поступающих с нижнего уровня системы.

Функция «Дистанционное управление» обеспечивает возможность оперативного вмешательства персонала в автоматическое ведение технологического процесса и предусматривает:

- отключение технологического участка (линии) для проведения регламентных и ремонтных работ;
- отключение отдельных датчиков (при неисправности или настройке) от участия в противоаварийных защитах;
- подтверждение запуска противоаварийной защиты;
- отмена запуска противоаварийной защиты (переход на «ручной» режим);
- ввод уточненных технологических и аварийных границ.

Реализация функций верхнего уровня системы осуществляется с АРМов технологического персонала, оборудованных операторскими (рабочими) станциями промышленного исполнения.

В операторной УКПГ (здание технологического корпуса) размещаются следующие рабочие станции:

- основной и резервный сервер;
- АРМ оператора;
- АРМ технолога;
- АРМ инженера;
- инженерная станция система телемеханики (СТМ).

В операторной ДКС предусмотрены АРМ оператора и АРМ технолога.

Для реализации серверных функций и функций человеке-, машинного интерфейса на верхнем уровне используется SCADA-система WinCC (фирмы Siemens).

Нижний уровень - уровень САУ.

На нижнем уровне выполняются следующие функции:

- сбор и обработка информации, поступающей от датчиков и исполнительных механизмов;
- регулирование параметров технологического процесса по уставкам, заданным с верхнего уровня системы;
- выдача команд на исполнительные механизмы;
- определение интегральных показателей функционирования ГП;
- противоаварийная защита технологических объектов;
- самодиагностика с детализацией до модуля ввода/вывода.

Функция «Сбор и обработка информации» выполняется в автоматическом режиме и обеспечивает:

- циклический опрос входов модулей ввода/вывода системы;
- аналогово-цифровое преобразование сигналов;
- первичную обработку сигналов для компенсации воздействия помех;
- определение достоверности информации;
- циклическую проверку на достижение технологических и аварийных границ.

Реализация функции «Регулирование параметров технологических процессов» базируется на стандартных законах регулирования с коэффициентами, задаваемыми при настройке системы.

В рамках данной функции осуществляется:

- регулирование расхода газа по шлейфам ЗПА исходя из плановых объёмов добычи газа и ограничений производительности скважин;
- регулирование расхода газа по технологическим линиям осушки по заданиям, рассчитанным на верхнем уровне системы;
- поддержание необходимого расхода ДЭГа для подачи в абсорберы в зависимости от влажности и расхода газа на выходе из абсорберов;

- поддержание необходимого расхода метанола для подачи в шлейфы ЗПА и на кусты газовых скважин в зависимости от температуры, давления и расхода газа.

Функция «Противоаварийная защита технологических объектов» осуществляет в автоматическом режиме:

- циклическую проверку на выполнение условий запуска функций ПАЗ;
- остановку технологического оборудования при выполнении условий срабатывания противоаварийных защит;
- включение аварийной вытяжной вентиляции при достижении 10 % НКПР.

Контроллерные станции SIMATIC S7-400 и компоновочные шкафы устройств связи с объектом (станции ввода/вывода ET-200) располагаются в щитовых и аппаратных технологического корпуса и блок-боксах объектов вспомогательного производства. Выносные станции ET-200 связаны с процессорными модулями по оптоволоконным линиям связи и располагаются в аппаратных (операторных) следующих зданий:

- здание переключающей арматуры;
- цех осушки газа;
- площадка переключающей арматуры;
- аппаратная ДКС.

Локальная вычислительная сеть (ЛВС) АСУТП УКПГ построена по смешанной топологии и состоит из управляющей и технологической сетей.

Единство локальная вычислительная сеть АСУТП обеспечивается с помощью оптоволоконного кольца Ethernet 10/100 Мбит/с. Подключение контроллеров и серверных станций осуществляется посредством модулей OSM по радиальной топологии (управляющая сеть).

Взаимодействие контроллеров со станциями ввода/вывода ET-200 осуществляется посредством оптоволоконного кабеля по протоколу Profibus-DP со скоростью 12 Мбит/с.

Технологическая сеть построена на основе технологии Ethernet 10/100Base-T (витая пара) и используется для обмена информацией между станциями операторов, технологов, инженерной станцией СТМ, а также для приема и передачи данных на уровень ПДС с помощью маршрутизатора.

Связь систем телемеханики кустов газовых скважин с АСУТП, а также самой АСУТП с системой верхнего уровня (ПДС УГПУ) осуществляется по радиоканалу.

ГЛАВА III. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ

В данном разделе выпускной работы рассматриваются вопросы безопасной жизнедеятельности человека, которых необходимо решать на всех стадиях жизненного цикла.

Обеспечение безопасной жизнедеятельности человека в значительной степени зависит от правильной оценки опасных, вредных производственных факторов. Одинаковые по тяжести изменения в организме человека могут быть вызваны различными причинами. Это могут быть какие-либо факторы производственной среды, чрезмерная физическая и умственная нагрузка, нервно-эмоциональное напряжение, а также разное сочетание этих причин.

Жизнедеятельность – это способ существования или повседневная деятельность человека. В процессе своей жизнедеятельности любой человек постоянно взаимодействует со средой обитания. Последняя – это окружающая человека среда в процессе его деятельности, обусловленная совокупностью физических, химических, биологических, психофизиологических и социально-экономических факторов, способных оказать прямое или косвенное, немедленное или отдаленное воздействие на деятельность человека, его здоровье и потомство. Основными средами обитания человека являются производственная среда, городская среда или среда населенных мест, бытовая или жилая среда и природная среда (ПС).

Оптимальное взаимодействие человека со средой обитания возможно, если будут обеспечены комфортность среды, минимизация негативных воздействий и устойчивое развитие системы “человек – среда обитания – машина – чрезвычайная ситуация”. Изучением элементов, составляющих эту систему, и явлений, происходящих в ней занимается безопасность жизнедеятельности (БЖД) – наука о комфортном и безопасном взаимодействии человека со средой обитания. Ее основная задача состоит в сохранении работоспособности и здоровья человека, выборе параметров состояния среды обитания и применении мер защиты от негативных факторов естественного и антропогенного происхождения. Основной целью

изучения БЖД является приобретение теоретических знаний и практических навыков, необходимых для:

- 1) создания оптимального состояния среды обитания в зонах трудовой деятельности и отдыха человека;
- 2) идентификации (распознавание и количественная оценка) опасных и вредных факторов среды обитания естественного и антропогенного происхождения;
- 3) разработки и реализации мер защиты человека и среды обитания от негативных воздействий (опасностей);
- 4) проектирования и эксплуатации техники, технологических процессов и объектов народного хозяйства (ОНХ) в соответствии с требованиями по безопасности и экологичности;
- 5) обеспечения устойчивости функционирования ОНХ и ТС в штатных и чрезвычайных ситуациях;
- 6) прогнозирования развития и оценки последствий ЧС;
- 7) принятия решений по защите производственного персонала и населения от возможных последствий аварий, катастроф, стихийных бедствий и применения современных средств поражения, а также принятия мер по ликвидации их последствий.

Взаимодействие человека со средой обитания может быть позитивным или негативным, характер взаимодействия определяют потоки веществ, энергий и информации. Любое превышение привычных уровней потоков сопровождается негативными воздействиями на человека или природную среду.

В условиях техносферы негативные воздействия обусловлены элементами техносферы (машины, сооружения и т.д.) и действиями человека. Измеряя величину любого потока от минимально значимой до максимально возможной, можно пройти ряд характерных состояний взаимодействия в системе «человек- среда обитания»:

- комфортное (оптимальное), когда потоки соответствуют оптимальным условиям взаимодействия: создают оптимальные условия деятельности и отдыха; предпосылки для проявления наивысшей трудоспособности и как следствие продуктивности деятельности;

гарантируют сохранение здоровья человека и целостности компонент среды обитания.

- допустимое, когда потоки, воздействуя на человека и среду обитания, не оказывают негативного влияния на здоровье, но приводят к дискомфорту, снижая эффективность деятельности человека. Соблюдение условий допустимого взаимодействия гарантирует невозможность возникновения и развития необратимых процессов у человека и в среде обитания.

- опасное, когда потоки превышают допустимые уровни и оказывают негативное воздействие на здоровье человека, вызывая при длительном взаимодействии заболевания, и/или приводят к деградации природной среды.

- чрезвычайно опасное, когда потоки высоких уровней за короткий период времени могут нанести травму, привести человека к летальному исходу, вызвать нарушения в природной среде.

Из четырёх характерных состояний взаимодействия человека со средой обитания лишь первые два (комфортное и допустимое) соответствуют позитивным условиям повседневной деятельности, а два других (опасное и чрезвычайно опасное) – недопустимы для процессов жизнедеятельности человека, сохранения и развития природной среды. Следовательно, поддержание комфортного и/или допустимого состояний является способом повышения защищённости человека.

Анализ опасных и вредных факторов, причин и динамики травматизма

Опасным называется производственный фактор, воздействие которого на работающего в определенных условиях приводит к травме или другому внезапному резкому ухудшению здоровья. Если же производственный фактор приводит к заболеванию или снижению работоспособности, то его считают вредным. Опасные и вредные производственные факторы подразделяются на четыре группы: физические, химические, биологические и психофизиологические.

К физическим опасным и вредным производственным факторам в энергетике можно отнести: подвижные части производственного оборудования, повышенное значение напряжения в электрической цепи,

повышенный уровень ионизирующих излучений, повышенную напряженность электрического, магнитного полей и другие.

К химическим опасным и вредным производственным факторам относятся химические вещества, которые по характеру воздействия на организм человека подразделяются на токсические, раздражающие, сенсibiliзирующие, канцерогенные, мутагенные, влияющие на репродуктивную функцию. По путям проникновения в организм человека они делятся на проникающие через органы дыхания, желудочно-кишечный тракт, кожные покровы и слизистые оболочки.

К биологическим опасным и вредным производственным факторам относятся патогенные микроорганизмы и продукты их жизнедеятельности, а также макроорганизмы.

К психофизиологическим опасным и вредным производственным факторам относятся физические и нервно-психические перегрузки.

Основными результатами воздействия опасных и вредных производственных факторов на работников являются соответственно травмы и профессиональные заболевания. Частным случаем профессионального заболевания является профессиональное отравление.

Нефть и ее фракции (бензиновая, лигроиновая, керосиновая), а также предельные и непредельные углеводородные газы и ароматические вещества (бензол, толуол, ксилол) являются одновременно наркотическими ядами и ядами крови. Токсичность нефтей, нефтяных газов и продуктов их переработки значительно возрастает при одержании в них сернистых соединений H_2S , SO_2 , SO_3 , CS_2 и др. Даже кратковременное вдыхание паров этих веществ при концентрациях выше ПДК может привести к замедлению пульса, понижению кровяного давления, потере сознания и смерти. Особенно опасны пары бензина с ароматическими соединениями, способные в течение 10 мин при концентрации 10 мг/л вызывать расстройство нервной системы и всего организма с симптомами головокружения, головной боли, сердцебиения, тошноты, судорог, потери сознания.)

Сырая нефть, бензин, керосин, фенол, попадая на кожу человека, обезжиривают, сушат ее, вызывая зуд, красноту, пигментацию. При этом происходит растрескивание ткани, развиваются кожные заболевания (экзема

и дерматит). Нефть и ее пары могут вызвать острые и хронические отравления всего организма.

Полициклические ароматические углеводороды являются канцерогенами, вызывают рак легких; печная сажа – рак кожи; азотистые соединения и амины – рак мочевого пузыря.

Бензин при концентрации его в воздухе 30–40 мг/м³ может через несколько минут вызвать смертельное отравление; при меньших концентрациях – головокружение, сердцебиение, проявляет глубокое наркотическое пьянящее действие. Хроническое отравление возможно при концентрациях 5–10 мг/м³.

Керосин действует на человека аналогично бензину, только значительно слабее.

Предельные углеводороды (бутан, пентан и др.) – химически наиболее инертные среди органических соединений. Потенциально сильное наркотическое действие их на человека значительно ослабляется ничтожно малой растворимостью их в воде и крови. Опасное отравление они могут вызвать только при высокой концентрации.

Воздействие предельных углеводородов с большим числом атомов углерода даже при малых концентрациях (в пределах ПДК) вызывает расслабление, неустойчивость реакций центральной нервной системы. При этом опасно понижаются точность и быстродействие движений человека.

Действие природного газа аналогично действию отдельных предельных углеводородов. При больших концентрациях (более 20%) газов в воздухе резко снижается содержание в нем кислорода, возникает расстройство дыхания из-за кислородной недостаточности (асфиксия). Токсичность природного газа обусловлена содержащимися в нем сероводородом, углекислым газом, предельными углеводородами и др.

Особо опасными ядами при разработке нефтяных и газовых месторождений являются неуглеводородные газообразные, парообразные и жидкие вещества, содержащиеся в относительно больших объемах в сернистой нефти, природном газе и продуктах их переработки (сероводород, сернистый ангидрид, серный ангидрид, сероуглерод, окись углерода, окислы

азота, углекислый газ и химически активные вещества, используемые при добыче и транспортировании нефти и газа).

Сероводород H_2S – бесцветный, ядовитый газ с резким запахом тухлых яиц; ощущается в воздухе при концентрации $1 \cdot 10^6$. С увеличением концентрации ощущение запаха ослабевает вплоть до полного исчезновения (опасный эффект привыкания). В сернистых нефтях и природных газах содержание H_2S колеблется от следов до 4,5 %, а иногда и более. В относительно больших объемах этот наиболее опасный яд содержится в продуктах крекинга нефти.

Сероводород в организме человека действует: 1) на центральную нервную систему (возбуждает, угнетает, вызывает паралич дыхательного и сердечно-сосудистого центров); 2) на окислительные процессы (снижает на 80–85 % способность гемоглобина крови поглощать кислород); 3) на кровь (повышает количество эритроцитов, свертываемость и вязкость крови, затем снижает содержание эритроцитов и гемоглобина). Отравление организма происходит при одновременном действии сероводорода на организм человека в целом. При содержании в воздухе $0,0014$ – $0,0023$ мг/м³ ощущается запах H_2S . При концентрации 100 мг/м³ – наблюдается легкое отравление; при 140 – 150 мг/м³ – глубокое поражение слизистых оболочек (происходит через 2–3 ч). Такое поражение часто приводит к тяжелой форме пневмонии, отека легких, а иногда и к менингиту. В атмосфере, где содержание сероводорода равно 160 мг/м³ ($0,1$ – $0,3$ %), смерть наступает через два-три вдоха. Токсическая опасность сероводорода резко повышается при действии его в смеси с другими вредными веществами. Более высокая токсичность этого яда отмечена, например, в составе нефтяного газа. Аналогичное усиление отравляющего действия сероводорода наблюдается в средах углекислого газа, сернистого ангидрида, хлора, окиси углерода, окислов азота, паров бензина и бензола.

Значение ПДК для сероводорода – 10 мг/м³, в смеси с углеводородами С:–С₆ – 3 мг/м³.

Сернистый ангидрид SO_2 – бесцветный газ с резким запахом. Растворяясь в жидкой фазе организма, он образует серную и сернистую кислоты, тяжело поражает слизистые оболочки, кроветворные органы,

изменяет костные ткани, нарушает углеводный и белковый обмен. При концентрации в воздухе 20–60 мг/м³ раздражает слизистые оболочки дыхательных путей и глаз (покалывание в носу, чихание, кашель); при 120 мг/м³ вызывает одышку, синюшность; при 300 мг/м³ – расстройство сознания уже через 1 мин. Токсичность SO₂ резко возрастает, если он находится в атмосфере, содержащей окись углерода,

Серный ангидрид SO₃ по токсичности аналогичен SO₂. Растворяясь в воде, образует чрезвычайно опасную и агрессивную серную кислоту.

Серовуглерод CS₂ – бесцветная жидкость, обладающая в чистом виде (100%-ная концентрация) приятным запахом. Хронические заболевания могут возникать при концентрации 15 мг/м³ и более. Опасные отравления происходят при концентрации 15–20 мг/м³; ПДК для серовуглерода равна 1 мг/м³.

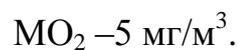
Углекислый газ CO₂ – без цвета и запаха, со слабокислым вкусом. В 100 объемах воды растворяется 180 объемов CO₂. При содержании в воздухе 0,04–0,06 % стимулирует дыхание; при 3% частота дыхания удваивается; при 5%, – утраивается; при 10 % наступает обморочное состояние; при 25 % происходит смертельное отравление. ПДК CO₂ в воздухе составляет 1 %.

Меркаптаны – органические высокотоксичные серосодержащие газы, образующиеся при термическом воздействии на сернистую нефть, конденсат, природный газ. Содержание меркаптанов в воздухе производственных объектов (на территории нефтепромысла, газоперерабатывающего завода) в сотни, тысячи раз меньше, чем сероводорода.

Окись углерода CO – газ без цвета, вкуса и запаха, образуется при неполном сгорании веществ, содержащих углерод (сажевое производство, выхлопные газы автомобилей двигателей внутреннего сгорания, содержащие более 13 % CO и др.). Горит синеватым пламенем. При концентрации 13–17 % CO способна взрываться. Весьма ядовита. Имеет в 250–300 раз большее химическое сродство с гемоглобином крови, чем кислород, образует метгемоглобин. При концентрации 0,1 %, через час начинается головная боль, тошнота, недомогание; при 0,5 %, – наступает опасное отравление организма. ПДК окиси углерода в производственных помещениях равна 20 мг/м³.

Оксид азота NO – бесцветный газ, легко реагирующий с кислородом воздуха с образованием двуокси азота. Оксид азота – яд крови. Оказывает также прямое действие на центральную нервную систему.

Двуокись азота NO₂ – газ бурого цвета, с удушливым запахом, легко переходит в четырехокись азота. При температуре 0 °С двуокись азота представляет бесцветную жидкость с резким своеобразным запахом. Длительная работа (3–5 лет) при концентрации NO₂ в воздухе 0,8–5 мг/м³ вызывает заболевания бронхитом, эмфиземой легких и астмой. ПДК в пересчете на



Дихлорэтан и четыреххлористый углерод (хлорированные углеводороды) применяются в больших объемах в технологических процессах добычи, подготовки и переработки нефти и газа. Попадая в организм, они вызывают структурные изменения в печени, воздействуют на генетический аппарат клетки.

Один из наиболее опасных для человека ядов – ртуть. Металлическая ртуть в нефтяной и газовой промышленности применяется в контрольно-измерительных приборах, при изучении коллекторских свойств на лабораторных установках. Опасна металлическая ртуть, и особенно опасны ее пары. Обладая высокой проникаемостью, ртуть проникает в тончайшие поры пола, стен, предметов, спецодежды, обуви работающего и длительное время (месяцы, годы) десорбируется из них в воздух. Являясь чрезвычайно токсичным веществом, ртуть (в виде паров) отравляет весь организм человека или поражает печень и кровеносные органы. ПДК для металлической ртути 0,01 мг/м³.

Среди веществ, используемых также в технологических целях, наиболее распространенными и опасными являются аммиак, хлор, тетраэтилсвинец (нейротропный яд), фенол, четыреххлористый углерод и дихлорэтан (поражают печень), серная, соляная, азотная кислоты, этиленгликоль (в организме превращается в щавелевую кислоту и отравляет человека), метанол (высокотоксичен за счет трансформации в организме в формальдегид и муравьиную кислоту), а также ПАВ, полимерные добавки, ингибиторы коррозии, эпоксидные смолы, парафины и др. Большую

опасность для человека представляют кислоты и щелочи, которые могут обезвоживать, разрушать верхние слои кожи, вызывать тяжелые ожоги. Ожоги могут быть вызваны также действием хлорной извести, фенола, аммиака и других веществ.

Под действием кислоты белковые вещества свертываются и препятствуют дальнейшему проникновению кислоты; под действием щелочи – омыляется жировой слой, обезвоживается ткань, растворяется белковое вещество.

Тяжесть ожога зависит от токсичности вещества, его концентрации, температуры, величины пораженной поверхности, времени контакта и характеризуется четырьмя степенями: первая – припухлость, покраснение, ожоговая рана; вторая – пузыри, частичное омертвление кожи; третья – неполное или полное омертвление всей толщи кожи (некроз); четвертая – омертвление подкожной ткани.

Серная кислота при контакте с кожей вызывает ее обугливание. Особенно опасны пары серной кислоты. Попадая на слизистые оболочки глаз, дыхательных путей они глубоко травмируют их; вызывают кашель, спазмы горловой щели, дыхания. Предельно допустимая концентрация серной кислоты – 1 мг/м^3 . В порядке убывания токсичности кислоты можно расположить в ряд: смесь азотной и соляной, азотная, серная, плавиковая, соляная, уксусная и т. д. Перечень вредных веществ с каждым годом увеличивается и создает необходимость их комплексной санитарно-гигиенической оценки.

*Источники токсичных загрязнений воздуха на объектах
нефтяной и газовой промышленности*

Почти все вредные вещества, характерные для современной технологии добычи нефти и газа, оказывают общетоксичное, раздражающее, канцерогенное и мутагенное действие на человека и представляют по этой причине опасность для его здоровья и жизни. Определение источников и объемов вредных веществ, поступающих в атмосферу, изучение их токсических свойств, роли технологических процессов и отдельных

операций в загрязнении воздушной среды стало необходимым условием эффективного контроля и всей профилактической работы.

Основными источниками этих ядов в структуре крупных газодобывающих комплексов являются: факелы на установках комплексной подготовки газа (УКПГ) и газоперерабатывающих заводов, дымовые трубы, установки для получения серы, продувка скважин, выпуск газа из трубопроводов и емкостей перед ремонтом и производством сварочных работ, ямы жидкой серы, установки по регенерации метанола, сжиганию конденсата, разгерметизирование оборудования и др. Объемы этих выбросов достигают иногда 5–6 % от всего добываемого газа и создают большую опасность для людей и окружающей среды.

Утечки газа через неплотности в оборудовании на газоперерабатывающих заводах занимают 13-е место, а на установках комплексной подготовки газа – 1-е место среди прочих источников вредных примесей в воздухе. Далее идут насосные пром-стоков, насосные метанола, продувка скважин, сжигание конденсата и др.

Для эффективной борьбы с загрязнением воздуха важно знать не только объемы выбросов, но и их состав.

При разработке месторождений природного газа особо опасными и наиболее распространенными токсичными веществами являются: сероводород, углеводороды, меркаптаны, сернистый и серный ангидриды, окись углерода и углекислый газ; менее распространенными окислы азота и аммиак.

Рождения в целом основными источниками их являются: газоперерабатывающий завод, продувка скважин, сжигание конденсата, ремонтные работы, сжигание конденсата, факелы.

На промыслах основное количество вредных веществ поступает в воздух из резервуаров, скважин, находящихся в стадии проходки и ремонта, факелов, при разливах и утечках нефти, паров и газов, при аварийном повреждении емкостей, нефтепроводов, через сальники и задвижки, вентили, краны и другую запорную, регулирующую арматуру, пропуски во фланцевых соединениях, через неплотности в швах, разъемных соединениях и т. д. Исследования показывают, что из сопла дыхательной арматуры одного

резервуара при некоторых метеорологических условиях может выделяться 5–6 кг/ч токсичных газов и паров сырой нефти.

Методы и средства контроля состава воздуха

На объектах нефтяной и газовой промышленности существует стройная система контроля состава воздуха с отдельной во времени и пространстве оценкой содержания в нем каждого конкретного вредного вещества. Аналитический арсенал такого контроля включает следующие методы и средства: лабораторные (сложные, точные, длительные по времени, не оперативные, используемые чаще для научных исследований), экспрессные (простые, оперативные, широко применяемые для определения вредных газов и паров в воздухе непосредственно на рабочих местах) и автоматические (быстро, непрерывно регистрирующие пороговые концентрации, сигнализирующие о них). Эти методы и средства должны быть пригодны для определения содержания в воздухе всех ядовитых, агрессивных и взрывоопасных веществ на фоне других при концентрации до и выше ПДК (или нижнего предела взрываемости) во всех зонах рабочего пространства, производственных объектов и близлежащих населенных пунктов. Так как неодинаковы цели и функции контроля, то различны и принципы, на которых основаны рассматриваемые методы: в лабораториях – фотометрические, электрохимические, спектроскопические, хроматографические, люминесцентные и др.; в экспресс-методах – термокондукто-метрические (измерение теплопроводности), электрокондукто-метрические (используется изменение электропроводности растворов при поглощении ими исследуемого вещества – приборы типа КУ), оптические (изменение одного из оптических свойств при разной концентрации, например, интерферометр ГИК, ГИП и др.), фотоколориметрические (приборы типа УГ, ФТЦ) и др. В автоматических приборах используются магнитные, тепловые, электрические, спектрометрические, оптические и другие принципы. Это позволило разработать и широко освоить на практике более 200 различных методик по

определению содержания вредных веществ в воздухе и создать множество приборов самых различных конструкций. В соответствии с действующим ГОСТом (Воздух рабочей зоны. Общие санитарно-гигиенические требования) все средства контроля должны обеспечивать избирательное определение содержания вредного вещества на уровне 0,5 ПДК (в приточном воздухе – 0,3 ПДК) в течение не более 30 мин; точность измерений в пределах $\pm 10\%$, специфическое определение содержания вредных веществ в присутствии других веществ; максимальная ошибка измерения не должна превышать $\pm 25\%$. На объектах нефтяной и газовой промышленности широкое применение находят фотоколориметрические экспресс-методы (цветовая реакция определяемого вещества со специальным реагентом в индикаторной трубке), термохимические (тепловой эффект реакции окисления в присутствии катализатора – приборы типа ПГФ, ИВП и др.), оптические и др. Хорошо зарекомендовали себя автоматические газоанализаторы (сигнализаторы) СКВ-3М1, СГП-1. Эти приборы одновременно фиксируют опасные дозрывные концентрации газов, подают сигнал тревоги и реализуют профилактические меры (автоматическое пожеадотушение, отключение электроэнергии, включение аварийной вентиляции и т.д.).

Концентрацию пыли можно определять путем выделения твердых частиц из воздуха – весовой (гравиметрический, мг/м^3) и счетный (кониометрический, число частиц в 1 см^3) методы – или без выделения – фотоэлектрические, электрометрические, радиационные, оптические и др. При весовом способе содержащиеся в воздухе твердые частицы выделяются на фильтре при пропускании через него определенного объема запыленного воздуха и концентрация пыли определяется по разности масс фильтра после и до отбора пылевой пробы.

*Нормирование содержания вредных веществ
в воздухе и меры защиты*

В период научно-технической революции на предприятиях нефтяной и газовой промышленности ежегодно внедряются в производство десятки,

сотни новых химических веществ, катализаторов, ингибиторов, адсорбентов и т. п.

Абсолютное количество их получает относительную токсикологическую оценку и только для 50–70 случаев устанавливаются ПДК. Это обстоятельство в некоторой степени затрудняет научно обоснованное нормирование содержания вредных веществ в воздухе, выдвигает необходимость проведения дополнительных профилактических мероприятий.

Предельно допустимыми концентрациями вредных веществ в воздухе рабочих зон принято считать такие, которые при ежедневной (кроме выходных дней) работе в течение 8 ч или при другой продолжительности, но не более 41 ч в неделю в течение всего рабочего стажа не могут вызвать заболеваний или отклонений в состоянии здоровья, обнаруживаемых современными методами исследований в процессе работы или в отдаленные сроки жизни настоящего и последующих поколений. Под рабочей зоной здесь понимается пространство высотой до 2 м над уровнем пола или площадки, на которых находятся места постоянного или временного пребывания работающих. ПДК устанавливается для воздуха производственных помещений, горных выработок, открытых площадок, транспортных средств и т. д.

В настоящее время установлены ПДК более чем для 800 широко распространенных опасных веществ. Без установления ПДК невозможно выполнить инженерные расчеты по вентиляции, предельно допустимым объемам вредных выбросов в атмосферу, организовать работу по профилактике отравлений и профессиональных заболеваний; ПДК является основополагающим показателем при нормировании условий труда и т. д. В соответствии с санитарными нормами все вредные вещества по степени опасного действия их на человека делятся на четыре класса: 1 – чрезвычайно опасные (карбонил никеля, тетраэтилсвинец, пары ртути, двуокись хлора, бромистый метил с ПДК соответственно 0,0005; 0,005; 0,01; 0,1; 1 мг/м³); 2 – высоко опасные (кобальт и его окись, бензол, сероводород, четыреххлористый углерод с ПДК соответственно 0,5; 5; 10 и 20 мг/м³); 3 – умеренно опасные (пыль, содержащая более 70 % свободной SiO₂, фенол,

метилловый спирт, толуол с ПДК соответственно 1; 5; 5 и 50 мг/м³); 4 – вещества мало опасные (аэрозоли алюминия и его окиси, аммиак, бензин топливный, этиловый спирт с ПДК соответственно 2; 20; 100; 1000 мг/м³).

В зависимости от класса опасности веществ регламентируется соответствующее оформление зданий, аппаратов и технологических процессов (изолированные кабины, дистанционное управление и др.), определяются требования к объему и содержанию мер защиты. Чем ниже ПДК, тем опаснее вредное вещество, сложнее, масштабнее и значимее усилия по обеспечению безопасности человека.

Для одного и того же токсичного вещества нередко устанавливают несколько значений ПДК- Для атмосферного воздуха значение ПДК тем меньше, чем длительнее контакт человека с токсичным веществом. Так, ПДК для окиси углерода может быть повышена до 50 мг/м³ при длительности работы не более 1 ч, до 100 мг/м³ – при 30 мин, до 200 мг/м³ – при 15 мин.

Для атмосферного воздуха населенных пунктов ПДК значительно ниже, чем для рабочих зон, и имеют два значения: максимальная разовая концентрация и среднесуточная концентрация.

Наряду с токсичностью вещества при установлении ПДК учитывают также запах и раздражающее действие его на слизистые оболочки и промежуток времени между предыдущей и последующей работой в условиях повышенного содержания вредных веществ.

Для устранения или уменьшения опасности вредных веществ для человека важно ограничить применение их по числу и объему, а где возможно, заменить высокотоксичные на менее токсичные, сократить длительность пребывания людей в загрязненном воздухе и следить за эффективным проветриванием производственных помещений. Во всех случаях необходим постоянный контроль за чистотой воздуха. Наряду с другими средствами контроля эффективна одоризация выбросов сильно пахнущими одорантами (этилмеркаптан и др.). Появление запаха в воздухе равнозначно оповещению работающих о приближающейся опасности.

Эффективно также сокращение времени пребывания работающих в загрязненной среде, чередование работы с пребыванием на свежем воздухе, знание ими свойств ядов, характера действия их на организм, понимания

необходимости соблюдения личной гигиены. В особо опасных условиях следует шире применять индивидуальные средства защиты: для органов дыхания – респираторы, шланговые противогазы ПШ-1, кислородно-изолирующие приборы (КИП), фильтрующие и изолирующие противогазы, респираторы-лепестки разных модификаций; для глаз – очки, маски, светофильтры; для тела – противопылевые комбинезоны; для рук – перчатки и т.д.

Важнейшими профилактическими мероприятиями следует считать разработку и внедрение современных схем безотходной технологии, новых закрытых процессов и более герметичного, надежного оборудования, ограничение применения вредных веществ, рабочих параметров и т. д.

На производственных объектах нефтяной и газовой промышленности, где в больших объемах используются кислоты и щелочи, необходимо исключить переливы кислот при заполнении емкостей. Рекомендуется транспортировать эти опасные жидкости по специальным трубопроводам (из свинца, винипласта, специальной -стали и т. п.) с автоматическим контролем за перекачкой; слив кислоты из железнодорожных цистерн выполнять при помощи гибких шлангов. Для наполнения мелкой тары необходимо применять сифоны, оборудованные устройствами для создания вакуума; при разбавлении кислоты наливать ее в воду, а не наоборот. Разлившуюся кислоту необходимо нейтрализовать каустической содой или известью.

Основные меры первой помощи: при отравлении – искусственное дыхание, внешний массаж сердца; при химических ожогах – удаление одежды, наложение стерильной повязки, промывание места ожога большим количеством воды, удаление кислоты фильтровальной бумагой, вынос пострадавшего на свежий воздух, искусственное дыхание.

ГЛАВА IV. ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

I. Техничко-экономические обоснование проекта

II. Определить объем инвестиции

- Стоимость основных фондов
- Объем инвестиции на покупку материально-производственных запасов
- Объем инвестиции на покупку малоценного инвентаря и контрольно-измерительных приборов
- Расчет заработной платы производственных рабочих

III. Определить экономическую эффективность, годовой доход

IV. Определить срок окупаемости инвестиции

1. Техничко-экономическое обоснование проекта

- Цель, сущность и задачи проекта и его актуальность
- Экономическая эффективность проекта

2. Определить объем инвестиции

Нижеследующим таблице дано приведенные затраты на ВКР

Стоимость основных фондов

№	Наименование основных фондов	Кол-во	Стоимость ОФ
1	Здания и сооружения	2	251400500
2	Техника	125	5612500
3	Машины и оборудования	50	94525050
	Итого	177	

Амортизационные отчисления составляет 20 % от стоимости ОФ

$$A_{отч} = 0,2 \times ОФ / 12$$

Затраты на текущий ремонт и техническое обслуживание 12% от стоимости ОФ

$$P_m = 12\% * ОФ / 12$$

Расчет заработной платы производственных рабочих

№	Наименование операции	Лаво- зими	Кунлар сони	Ўртача бир кунлик иш ҳақи	Бажарилган Ишнинг қиймати
1	Выбор теми на разработку	СНС	1	15000	15000
2	Изучение и анализ литератур по темы	МНС	2	7050	14100
3	Разработка интерфейса программы	МНС	2	7050	14100
4	Занесения плана лекции	МНС	3	7050	21150
5	Отладка программы	МНС	1	7050	7050
6	Тестирования комплекс программы	МНС	2	7050	14100
7	Выявление ошибок	МНС	2	7050	14100
8	Исправление ошибок	МНС	2	7050	14100
9	Экономическая часть	МНС	2	7050	14100
		СНС	1	15000	15000

10	Охрана труда	МНС	2	7050	14100
		СНС	1	15000	15000
11	Разработка пояснительной записки	МНС	1	7050	7050
12	Рецензирование	СНС	1	15000	15000
13	Оформление и защита ВКР	МНС	1	7050	7050
	Итого:		24		201000

Основная заработная плата определяется как сумма оплаты труда всех рабочих и премии в размере 40 %

$$Z_{осн} = COT * 0,4 + COT$$

Дополнительной заработной платы производственных рабочих берется 10 % от основного З/п

$$Z_{д} = K_{д} * Z_{осн}$$

Фонд оплаты труда определяется как сумму основной и дополнительной заработной платы

$$\Phi OT = Z_{осн} + Z_{д}$$

Затраты на социальной страхование рассчитывается 25% от ФОТ

$$O_{фсс} = 25\% * \Phi OT$$

Транспортные расходы рассчитывается 20% от $Z_{осн}$

$$P_{тр} = 0,2 * Z_{осн}$$

Расход пара на производственные нужды

Длина –	235
Ширина –	125

$$V = \text{длина} \times \text{ширина}$$

Расходы на электроэнергию определяются по формуле

$$W = N * T * S$$

N – установленная мощность, кВт

T – время работы

S - стоимость электроэнергии за 1кВт

$$W = 1258400$$

Объем инвестиции определяется по формуле

$$K = \text{МПЗ} + \text{ФОТ} + A_{\text{оф}} + \Sigma P$$

Таблица 4.3

Смета затрат на проведение разработки

№	Наименование статьей затрат	Сумма
1	Стоимость выполненных работ	125000
2	Затраты на производство	254300
3	Производственная себестоимость	2168
4	Расходы периода	31025
5	Материальные затраты	3021500
6	Сырьё	5685
7	Электроэнергия + отопления	512400
8	ФОТ	35900
9	Социальное страхование	80250
10	Амортизация	351044
11	Прочие затраты	651300
12	Основная заработная плата	503000

Таблица 4.4

Расчет экономической эффективности выполненных работ

№	Наименование показателей	Ед.изм	Сумма	Примечани
---	--------------------------	--------	-------	-----------

		ерения		e
1	Стоимость выполненных работ	Сум	20135005	Таблица
2	Затраты на производство	Сум	345705	Таблица
3	Инвестиции	Сум	245130	Формула
4	Экономическая эффективность	Сум	3550	Формула
5	Срок окупаемости	Месяц	12	Формула
6	рентабельность	%	102	Формула

Экономическую эффективность определим по формуле

$$\mathcal{E} = (C1 - C2) * Q$$

$$C1 = C2 * 1,3,$$

C1 и C2 – себестоимость до и после;

Q - объём производства.

Рентабельность определим по формуле

$$R = \frac{\mathcal{E} * 100\%}{K}$$

C1 и C2 – аввалги ва кейинги таннарх,

Q – ишлаб чиқариш хажми

$$\mathcal{E} = (827313,825 - 636395,25) * 1$$

$$\mathcal{E} = 190918,575 \text{ сум}$$

Вычислим рентабельность.

$$R = \mathcal{E} * 100\% / K$$

$$R = 190918,575 * 100\% / 577090$$

$$R = 33\%$$

$$Ток = K / \mathcal{E}$$

E – экономическая эффективность

K- капитал

Определяем срок окупаемости

$$Ток = \frac{K}{\mathcal{E}}$$

$$Ток = 577090 / 190918,575$$

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В процессе выполнения выпускной квалификационной работы получены следующие результаты:

1. Проанализирован процесс очистки газа от диоксида углерода.
2. Изучен и рассмотрен технологический процесс абсорбционной очистки природного газа от сернистых соединений как объект автоматизации.
3. Осуществлена формализация технологического процесса очистки газов на базе управления теплового баланса.
4. Рассмотрена принципиальная технологическая схема абсорбера.
5. Разработаны схемы локальной системы автоматизации процесса абсорбции.
6. Предложена автоматизированная система управления очистки газа на базе технических средств фирмы SIEMENS.

ЛИТЕРАТУРА

1. Каримов И.А. «Ўзбекистон иқтисодий ислохатларни чуқурлаштириш йўлида». Т., «Ўзбекистон». 1995 й.
2. Каримов И.А. «Инсон манфаатлари йили». Тошкент, 1997 й.
3. И.А. Каримов. Баркамол авлод – Ўзбекистон тараққиётининг пойдевори. – Т.: «Шарқ», 1997.
4. Очистка технологических газов / Под ред. Т.А.Семеновой, И.Л.Лейтеса. – М.: Химия, 1977. -487.
5. Коуль А.Л. Розенфельд Ф.С. Очистка газа. –М.: Недра, 1968. -392 с.
6. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
7. Борисов, Г.С. Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по проектированию / Г.С. Борисов [и др.]; под ред. Ю.И. Дытнерского. - 3-е изд., стереотипное. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2007. – 496 с. : ил.
8. Беспалов, А.В. Системы управления химико-технологическими процессами: учебник для вузов / А.В. Беспалов, Н.И. Харитонов. – М. : ИКЦ “Академкнига”, 2007. – 690 с. : ил.
9. Фафурин, А.В. Основы проектирования систем автоматизации технологических процессов и аппаратов / А.В. Фафурин, И.А. Дюдина, В.П. Ившин. – Казань: Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, 2007. – 174 с.
10. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования / И.А. Александров. – 3-е изд., перераб. – М. : Химия, 1978. – 280 с. : ил.
11. Зиберт Г.К., Седых А.Д., Кащицкий Ю.А. и др. Подготовка и переработка углеводородных газов и конденсата. Технология и оборудование: Справочное пособие. - М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2001. -316 с.
12. Чуракаев А.М. Газоперерабатывающие заводы. Технологические процессы и установки. - М.: Химия, 1971. -240 с.

13. Николаев В.В., Бусыгина Н.В., Бусыгин И.Г. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа. – М.: ОАО «Недра», 1998. – 184 с.
14. Страус В. Промышленная очистка газов: Пер. с англ. – М.: Химия, 1981. – 616 с.
15. Каневская Р.Д. Математическое моделирование гидродинамических процессов разработки месторождений углеводородов. – Москва-Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2002. -140 с.
16. Кулиев А.М., Алекперов Г.З., Тагиев В.Г. Технология и моделирование процессов подготовки природного газа. –М.: «Недра», 1978. – 232 с.
17. Кулиев А.М., Тагиев В.Г. Оптимизация процессов газопромысловой технологии. –М.: «Недра», 1984. – 200 с.
18. Андреев Е.Б., Ключников А.И., Кротов А.В., Попадько В.Е., Шарова И.Я. Автоматизация технологических процессов добычи и подготовки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2008. – 399 с.
19. Технологик жараёнларни автоматлаштириш асослари: Ўқув кўлланма. 1,2-кисм. Юсупбеков Н.Р, Игамбердиев Х.З., Маликов А.В. – Тошкент, ТошДТУ, 2007.
20. Юсупбеков Н.Р., Мухамедов Б.Э., Гуломов Ш.М. Технологик жараёнларни бошқариш системалари. «Ўқитувчи», Тошкент, 1997. -352б.
21. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. - М.: Химия, 1987. – 496 с.
22. Емельянов А.И. и др. Проектирования автоматизированных систем управления технологическими процессами. –М.: «Машиностроение», 1984. - 155 с.
23. Шестихин О.Ф. и др. АСУ предприятиями нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Учебное пособие. - Л.: «Химия», 1986, -200 с.
24. Клюев А.С., Глазов Б.В., Дубровский А.Х. Проектирование систем

- автоматизации технологических процессов. -М.: Энергия. 1983.
25. Раҳимова Х., Аъзамов А., Турсунов Т., Меҳнатни муҳофаза қилиш. – Т.: Ўзбекистон, 2003, 242 бет.
 26. Ёрматов Ғ., Исамухамедов Ё., Меҳнатни муҳофаза қилиш. Дарслик. – Т.: Ўзбекистон, 2002, 384 бет.
 27. Ғуломова Н.Х., Мирахмедова З.Т., Бекбаева Г.Ю. Корхонанинг айланма маблағлари. – Т.: ТошДТУ, 2009.
 28. Махмудов Э.Х. Корхона иқтисодиёти. Ўзбекистон ёзувчилар уюшмаси -Т.: Адабиёт жамғармаси нашриёти, 2004.
 29. Каримов И.А. Ўзбекистон-бозор муносабатларига ўтишнинг ўзига хос йўли. –Т.: Ўзбекистон, 1993.
 - 30.http://beloil.ucoz.ru/publ/uzbekneftegaz_uzbekistan/uzbekneftegaz/istorija_razvitiya_neftegazovoj_otrasli_v_uzbekistane/28-1-0-113.
 - 31.<http://finance.uz/cat/economy/the-oil-and-gas-sector-of-uzbekistan-is-developing-dynamically>.
 - 32.www.ximmash.ru
 - 33.www.google.ru.