

**Казанский Федеральный Университет**

**Казанский Федеральный Университет**

**Кафедра Технология нефти газа и углеродных материалов**

**Kazan Federal University,**

**Department of Oil gas and carbon materials technology**

**Технология очистки углеводородного газа от кислых компонентов**

**Technology of purification of hydrocarbon gas from acidic components**

**Рахматов Сардор Шавкат угли, Rakhmatov Sardor Shavkat ugli<sup>1</sup>**

**Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich<sup>2</sup>**

магистрант кафедры технологии нефти, газа и углеродных материалов<sup>1</sup>

кандидат технических наук, доцент кафедры технологии нефти, газа и углеродных

материалов, Член Экспертного совета Российского газового общества (РГО),

и.о. руководителя группы «Водородная и альтернативная РГО, профессор РАЕ<sup>2</sup>

E-mail: [Rakhmatov2602@mail.ru](mailto:Rakhmatov2602@mail.ru), kemalov@mail.ru

**Аннотация:** Сероводород может выделяться как в результате природной, так и антропогенной деятельности. Антропогенные причины порождают H<sub>2</sub>S за счет высвобождения встречающегося в природе H<sub>2</sub>S от переработки нефти и природного газа; Другие причины, которые выделяют этот токсичный газ, включают локализацию муниципальных отходов, производство биогаза и канализацию. Хотя это важно, поколение H<sub>2</sub>S не является основной частью общего объема выбросов природного сернистого газа, который рецидивирует в диметилсульфид и CO<sub>2</sub>. Этот газ встречается в природе в океанах, а также в других местах, таких как другие водоемы, вулканы и т. д., а также газовые и нефтяные месторождения. Из-за проблем со здоровьем человека и окружающей средой на спецификации продаж газа были наложены многочисленные ограничения и правила. Допустимая концентрация H<sub>2</sub>S составляет от 4 до 20 частей на миллион (ppm) и не более 3% CO<sub>2</sub>. Следовательно, кислый газ должен пройти процесс очистки газа, а именно обессеривания газа. В процессе очистки газа кислые газы, такие как H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub>, удаляются с образованием малосернистого газа.

**Abstract:** Hydrogen sulfide can be released as a result of both natural and anthropogenic activities. Anthropogenic causes generate H<sub>2</sub>S through the release of naturally occurring H<sub>2</sub>S from oil and natural gas processing; Other causes that emit this toxic gas include municipal waste disposal, biogas production and sewerage. Although important, H<sub>2</sub>S generation is not a major part of total natural sulfur dioxide emissions, which recycles into dimethyl sulfide and CO<sub>2</sub>. This gas occurs naturally in the oceans and also in other places such as other bodies of water, volcanoes, etc., as well as gas and oil fields. Due to human health and environmental concerns, numerous restrictions and regulations have been placed on gas sales specifications. The permissible concentration of H<sub>2</sub>S is 4 to 20 parts per million (ppm) and no more than 3% CO<sub>2</sub>. Therefore, acid gas must undergo a gas purification process, namely gas desulfurization. In the gas purification process, acid gases such as H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> are removed to form sweet gas.

**Ключевые слова:** кислый газ, сероводород, абсорбция, адсорбция, сероочистка

**Keywords:** acid gas, hydrogen sulfide, absorption, adsorption, desulfurization

### **Введение (Introduction)**

Сероводород может выделяться как в результате природной, так и антропогенной деятельности. Антропогенные причины порождают H<sub>2</sub>S за счет высвобождения встречающегося в природе H<sub>2</sub>S от переработки нефти и природного газа; Другие причины, которые выделяют этот токсичный газ, включают локализацию муниципальных отходов, производство биогаза и канализацию. Хотя это важно, поколение H<sub>2</sub>S не является основной частью общего объема выбросов природного сернистого газа, который рецидивировует в диметилсульфид и CO<sub>2</sub>. Этот газ встречается в природе в океанах, а также в других местах, таких как другие водоемы, вулканы и т. д., а также газовые и нефтяные месторождения. Из-за проблем со здоровьем человека и окружающей средой на спецификации продаж газа были наложены многочисленные ограничения и правила. Допустимая концентрация H<sub>2</sub>S составляет от 4 до 20 частей на миллион (ppm) и не более 3% CO<sub>2</sub> [2]. Следовательно, кислый газ

должен пройти процесс очистки газа, а именно обессеривания газа. В процессе очистки газа кислые газы, такие как  $H_2S$  и  $CO_2$ , удаляются с образованием малосернистого газа [3].

Процессы очистки газа можно разделить на несколько категорий, которые включают физические, химические и гибридные растворители, процессы адсорбции и физическое разделение. Алканоламиновые растворители для абсорбции были наиболее широко используемой коммерческой технологией в различных отраслях промышленности в последние годы [2]. Использование емкости растворителей и снижение эксплуатационных расходов процесса — две распространенные стратегии, предложенные исследователями. Исследования показали, что смешанные третичные амины, такие как N-метилдиэтаноламин (МДЭА) и триэтаноламин (ТЭА), показали положительное влияние, поскольку они снизили затраты на процесс до 3% при использовании 40% МДЭА и 5% ТЭА [4].

Смешанные амины, которые содержат МДЭА в качестве основного растворителя, обычно смешивают или добавляют с одним или несколькими реакционноспособными аминами, такими как пиперазин, ТЭА, сульфолан или диэтаноламин (ДЭА) [2]. Целью смешивания различных аминов является объединение каждой из их благоприятных характеристик для максимизации способности к удалению кислого газа. В отличие от первичных и вторичных аминов, третичный амин МДЭА имеет более низкое давление паров, большую устойчивость к разрушению и меньше проблем с коррозией [5]. Помимо этих преимуществ, недостатком является то, что он не вступает в прямую реакцию с  $CO_2$ , замедляя скорость поглощения  $CO_2$  в водном растворе МДЭА [6]. Для увеличения скорости всасывания с МДЭА применяют активаторы, в том числе пиперазин (ПЗ), моноэтаноламин (МЭА) и сульфолан [7]. Использование ПЗ в качестве активатора показало положительные результаты в последние несколько лет.  $CO_2$  быстрее поглощается МДЭА при добавлении ПЗ, чем МЭА или ДЭА [8]. Одно исследование, в котором была создана подробная модель для изучения растворимости  $CO_2$  в активированной МДЭА ПЗ продемонстрировало, что теоретически один моль ПЗ может поглотить два моля  $CO_2$  [9]. Необходимо установить идеальную концентрацию смеси бедных аминов, которая

соответствует  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$  уровней в малосернистом газе. Типичный растворитель на основе алканоламина колеблется от 30 до 45 мас.% МДЭА и 5–20 мас.% пиперазина, а остальное состоит из воды [10]. Тем не менее, нет никакой гарантии оптимальной эффективности удаления такого предписанного растворителя. Учитывая растущий диапазон условий исходного газа и различные технологические операции, такие как те, которые встречаются в современной практике газовых месторождений, необходимо рассмотреть системный подход к оптимизации таких растворителей [11].

### **Технология абсорбции растворителем**

Технология абсорбции растворителей является наиболее широко используемой  $\text{CO}_2$  в настоящее время технология улавливания, которая в основном используется для улавливания после сжигания и до сжигания. Благодаря хорошему эффекту разделения, низкой стоимости применения и относительно зрелой технологии, она является ключевой технологией для реализации «Энергетической стратегии с нулевым уровнем выбросов». В этой статье мы разделим абсорбцию растворителя на метод физической абсорбции, метод химической абсорбции и метод физико-химической абсорбции в зависимости от того, происходят ли физические и химические реакции в процессе поглощения растворителем. Кроме того, поскольку текущая направленность исследований была расширена на использование смесей растворителей, мы также обсудим их в этой статье.

Технология химической абсорбции в основном использует жидкий раствор для поглощения  $\text{CO}_2$  в результате химической реакции и поглощенного  $\text{CO}_2$  высвобождается для хранения или использования путем обратной декомпозиции. Типичный  $\text{CO}_2$  технология химической абсорбции показана на рисунке 1, который в основном опирается на абсорбционную башню для удаления  $\text{CO}_2$  в дымовых газах и полагается на вскрышную башню для десорбции и регенерации [12].

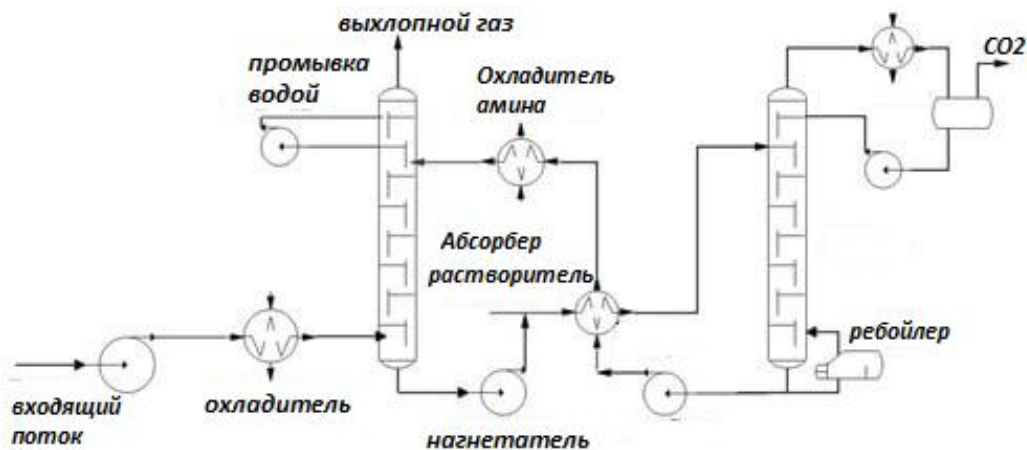


Рисунок 3 - Типичная химическая абсорбционная сепарация CO<sub>2</sub> процесс [12].

В технологии химической абсорбции обычно используемые растворители в основном включают аммиак, карбонат калия, аминорастворитель и щелочной растворитель [13]. Среди них аминорастворители считаются наиболее развитыми среди исследуемых в настоящее время растворителей и широко используются в улавливании углерода после сжигания. Его недостатком является то, что амин легко разлагается при длительной эксплуатации, а его улавливающее свойство снижается [14]. Обладает преимуществами высокой химической реакционной способности с CO<sub>2</sub>, низкая себестоимость продукции и масштабная стабильная работа [15]. Водный раствор аммиака превосходит обычный раствор аммиака в CO<sub>2</sub> захват, так что это хорошая замена. Однако из-за своей высокой летучести он будет уходить в воздушный поток, поэтому все еще существуют технические препятствия [12].

Технология химической абсорбции имеет некоторые применения, но есть еще некоторые проблемы, которые необходимо решить. Например, по сравнению с технологией твердой адсорбции, ее энергопотребление высокое, по сравнению с технологией физического поглощения, ее эффективность низкая, абсорбент страдает от потерь испарения и окислительной деградации, а абсорбент вызовет коррозию оборудования и т.д. В практическом применении негативные последствия и кислород на абсорбентах также следует учитывать при разработке более подходящих моделей [16]. Чтобы преодолеть эти недостатки, многие ученые начали изучать некоторые добавки и смеси (такие как

пиперазин (ПЗ) и производные ПЗ). Снижение энергопотребления технологии химического поглощения является важным направлением исследований на будущее.

Потребление энергии может быть эффективно снижено путем совершенствования процесса (стратегия интеграции тепла) или за счет использования растворителей с высоким поглощением тепла.

### **Технология физического поглощения**

Технология физического поглощения может быть применена при  $\text{CO}_2$  а жидкие растворители не подвергаются явным химическим реакциям, и его действие основано на законе Генри [16]. Физическое поглощение пригодно для использования при высоком давлении и низкой температуре, так что растворимость газа в жидком растворителе будет больше [12]. Метод физического поглощения имеет простой процесс, высокое рабочее давление и может захватывать некоторые другие вредные газы, но скорость восстановления  $\text{CO}_2$  является низким, что обычно применяется в ситуациях, когда требования к очистке газа невысоки.

Методы физической абсорбции обычно включают метод карбоната пропилена, метод диметилового эфира полигликоля и метод низкотемпературной промывки метанолом. Различные методы физической абсорбции имеют разные преимущества и недостатки, см. Таблицу 2 для их сравнения. Физический растворитель хорошо применяется в установках комбинированного цикла комплексной газификации с высокой эффективностью улавливания и низкими потерями энергии [12,17].

Таблица 1 - Сравнение методов физической абсорбции.

Метод	Метод карбоната пропилен	Метод диметилового эфира полиэтиленгликоля	Низкотемпературный метод промывки метанолом
условие	3 ~ 7 Мпа > 25 °С	1,5 ~ 14 Мпа 1 ~ 25 °С	3~8,1 Мпа -10~-70 °С
свойства	растворитель дешевый и нетоксичный, подходит для поглощения CO <sub>2</sub> из природного газа и сырого водорода	Технологический процесс прост, гибкость работы велика, степень одноразовой очистки высока, а общее потребление энергии низкое	Метанол дешев и прост в получении, обладает хорошей селективностью, термической стабильностью и химической селективностью, а также низкими эксплуатационными расходами

Технология химической абсорбции и технология физической абсорбции имеют разные преимущества и недостатки. Технология химической абсорбции подходит для поглощения CO<sub>2</sub> при низком давлении, а технология физической абсорбции применяется для поглощения CO<sub>2</sub> при высоком давлении. В технологии химической абсорбции из-за химической реакции между CO<sub>2</sub> и молекулы растворителя при образовании химических связей он очень селективен к CO<sub>2</sub>. При физическом всасывании, хотя наблюдается слабое взаимодействие между CO<sub>2</sub> и растворителя, его энергия регенерации низкая [18]. Следовательно, есть ли метод, который может сочетать в себе преимущества этих двух методов? По этой причине люди начали изучать технологию смешивания растворителей.

## Технология смешанной абсорбции растворителями

Системы одиночных растворителей были глубоко изучены, и многие свойства растворителей были определены. В настоящее время основное внимание уделяется исследованиям и разработкам смесей растворителей, которые могут быть разработаны путем смешивания различных растворителей и синергетических эффектов с ускорителями. В настоящее время к перспективным смесям растворителей относятся смеси на основе аминов,  $\text{NH}_3$ -на основе смесей,  $\text{K}_2\text{CO}_3$  смеси на основе смесей и глубоких эвтектических растворителей. Эти смеси в основном сочетают в себе преимущества различных растворителей.

Например, этаноламинсульфолановая вода представляет собой аминосмесь, которая сочетает в себе физические и химические растворители и обладает преимуществами обоих методов. Спиртовой амин является химическим растворителем, который может поглощать органическую серу в смешанном газе, а также может растворять часть  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CO}_2$ . Сульфолан является физическим растворителем, который может поглощать  $\text{CO}_2$  в смеси. Этот растворитель имеет широкий спектр применения, низкий уровень  $\text{CO}_2$  содержание в очищенном газе, и низкая коррозионная активность [18]. Смесь МЭА + МДЭА является типичным синергетическим эффектом. Скорость реакции увеличивается при добавлении МЭА, а энергия регенерации уменьшается при добавлении МДЭА.

Глубокий эвтектический растворитель - это новый зеленый растворитель, разработанный для преодоления высокой цены и токсичности традиционных ионных растворителей. Обычно два компонента смешивают в соответствии с определенным молярным соотношением, и температура плавления образующегося эвтектического растворителя обычно ниже, чем у каждого компонента. Глубокие эвтектические растворители имеют много преимуществ, таких как низкая цена, легкое разложение и небольшое загрязнение окружающей среды, и подходят для крупномасштабного приготовления [19]. Наиболее распространенным глубоким эвтектическим растворителем является комбинация галогенида четвертичного аммония и донора водородной связи [19,20]. В настоящее время исследования и разработки глубоких эвтектических



растворителей все еще находятся в исходном состоянии. Несмотря на то, что был достигнут значительный прогресс, еще предстоит пройти некоторый путь до широкомасштабного коммерческого использования.

### **Технология абсорбции ионной жидкости**

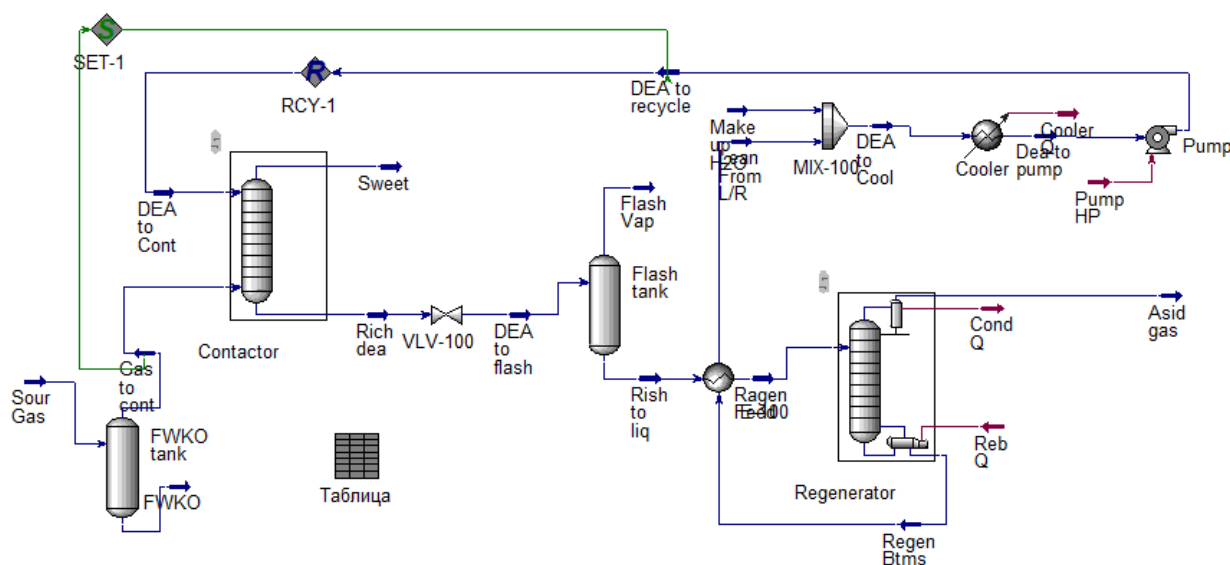
Ионная жидкость является своего рода «зеленым растворителем», который обладает такими преимуществами, как широкое рабочее давление, низкая коррозия и легкое разделение продуктов. Проектируемость его молекулярной структуры создает возможности для конструирования ионных жидкостей. Соединяя различные функциональные группы, можно получить ионные жидкости разного назначения [20]. Общие функциональные группы включают амин, атом фтора, гидроксил и т. Д. Введение катиона в аминогруппу более эффективно, а ионные жидкости с несколькими аминоцентрами обычно имеют более высокий  $\text{CO}_2$  поглощающая способность, чем ионные жидкости с одной первичной аминогруппой. Ионные жидкости, содержащие гидроксильные группы, обладают хорошими характеристиками разделения  $\text{CO}_2$  при низком давлении. Доказано, что добавление супероснований при приготовлении ионных жидкостей может эффективно улучшить их способность улавливать  $\text{CO}_2$ .

Конечно, помимо влияния функциональных групп, на  $\text{CO}$  будут влиять длина алкильной цепи и тип аниона 2 абсорбционная способность и вязкость ионной жидкости. Ионные жидкости обычно имеют высокую вязкость, особенно те, которые содержат аминогруппы. Обычно это происходит из-за образования водородных связей в ионных жидкостях. Вязкость ионных жидкостей может быть снижена путем введения водородных рецепторов или путем смешивания с органическими растворителями.  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{CH}_4$  необходимо отделить до того, как  $\text{CO}_2$  захват, потому что они уменьшат растворимость  $\text{CO}_2$  и селективность ионных жидкостей.

Хотя ионные жидкости имеют большие перспективы применения в  $\text{CO}_2$  в настоящее время большинство применений ионных жидкостей ограничено лабораториями. Ионные жидкости дороги, а производственный процесс сложен, что является основным фактором, препятствующим широкомасштабному

применению ионных жидкостей. Кроме того, потенциальная токсичность и неразлагаемость ионных жидкостей также препятствуют широкомасштабному применению ионных жидкостей. Термодинамические модели CO<sub>2</sub> и ионные жидкостные системы также представляют собой проблемы, которые требуют дальнейшего изучения в будущем.

### Технологический процесс



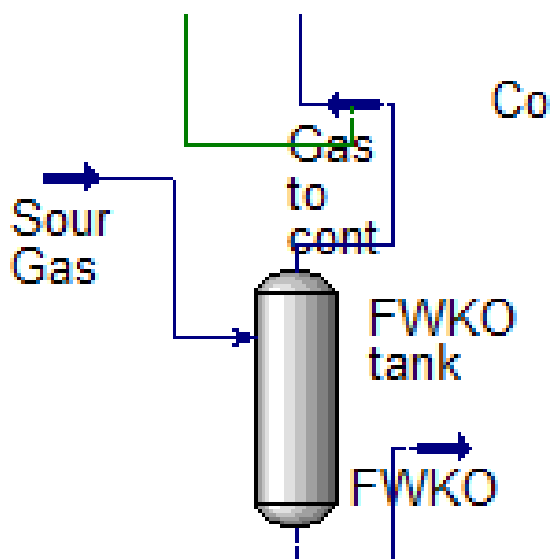
Работа начинается с того что мы создаем состав газа и задаем пакет моделирование Пенга Роббинсона. Далее переходим во вкладку моделирование.

Название потока	Sour Gas	Паровая фаза	Водная фаза
Паровая / фазовая фракция	0,9884	0,9884	0,0116
Температура [C]	25,00	25,00	25,00
Давление [kPa]	6900	6900	6900
Мольный расход [kgmole/h]	1245	1231	14,42
Масс. расход [kg/h]	2,349e+004	2,323e+004	260,4
Станд. объем. расх. ид. жидк. [m3/h]	68,75	68,49	0,2621
Молярная энтальпия [kJ/kgmole]	-9,206e+004	-8,979e+004	-2,852e+005
Молярная энтропия [kJ/kgmole-C]	-118,5	-117,9	-162,4
Тепловой поток [kJ/h]	-1,146e+008	-1,105e+008	-4,111e+006
Объем. расх. жидк. при станд. усл. [m3/h]	117,9	117,7	0,2624
Пакет флюида	Basis-1		
Тип утилиты			

На рисунке показаны технологические условия то есть температура давление и расход самые минимально необходимые требования для расчета потока.

	Мольные доли	Паровая фаза	Водная фаза
Nitrogen	0,0016	0,0016	0,0000
H2S	0,0172	0,0174	0,0012
CO2	0,0413	0,0418	0,0011
Methane	0,8692	0,8794	0,0012
Ethane	0,0393	0,0398	0,0001
Propane	0,0093	0,0094	0,0000
i-Butane	0,0026	0,0026	0,0000
n-Butane	0,0029	0,0029	0,0000
i-Pentane	0,0014	0,0014	0,0000
n-Pentane	0,0012	0,0012	0,0000
n-Hexane	0,0018	0,0018	0,0000
H2O	0,0122	0,0007	0,9964
DEAmine	0,0000	0,0000	0,0000

На рисунке 2 можно увидеть состав смеси газа входящего в сепаратор



где на вверх колонны идут легкие компоненты вниз колоны тяжелые компоненты

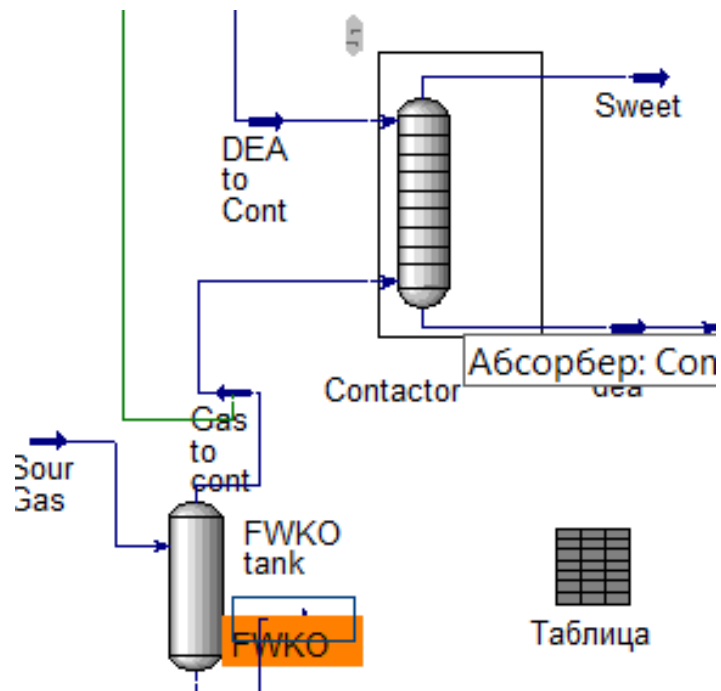
	Мольные доли	Паровая фаза	Водная фаза
Nitrogen	0,0016	0,0016	0,0000
H2S	0,0174	0,0174	0,0012
CO2	0,0418	0,0418	0,0011
Methane	0,8794	0,8794	0,0012
Ethane	0,0398	0,0398	0,0001
Propane	0,0094	0,0094	0,0000
i-Butane	0,0026	0,0026	0,0000
n-Butane	0,0029	0,0029	0,0000
i-Pentane	0,0014	0,0014	0,0000
n-Pentane	0,0012	0,0012	0,0000
n-Hexane	0,0018	0,0018	0,0000
H2O	0,0007	0,0007	0,9964
DEAmine	0,0000	0,0000	0,0000

## Состав газа наверху колонны

	Мольные доли	Паровая фаза	Водная фаза
Nitrogen	0,0000	0,0016	0,0000
H2S	0,0012	0,0174	0,0012
CO2	0,0011	0,0418	0,0011
Methane	0,0012	0,8794	0,0012
Ethane	0,0001	0,0398	0,0001
Propane	0,0000	0,0094	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0026	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0029	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0014	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0012	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0018	0,0000
H2O	0,9964	0,0007	0,9964
DEAmine	0,0000	0,0000	0,0000

Жидкая тяжелая часть снизу колонны

Далее газ поступает в абсорбционную колонну где от туда выходит два потока снизу выходит ДЭА а сверху подслащенный или богатый газ



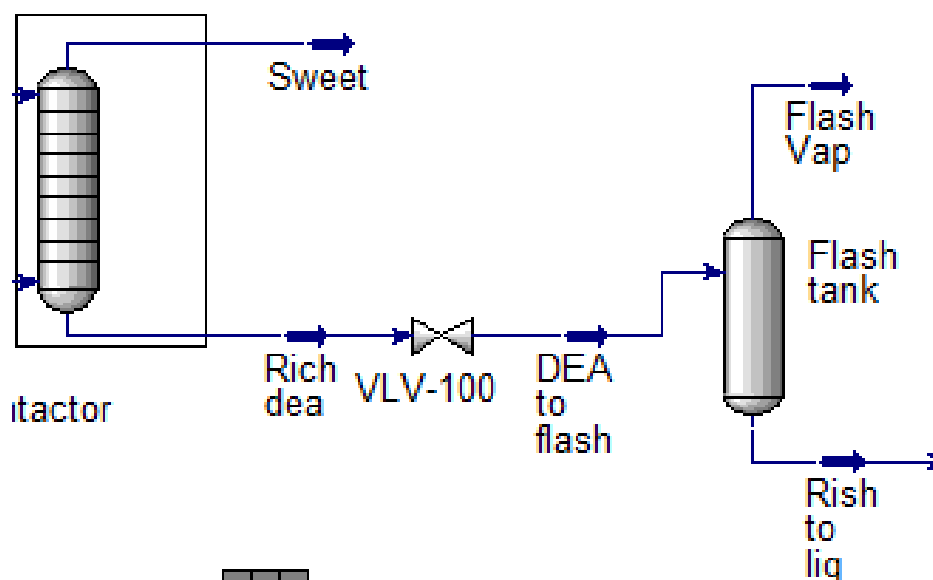
Условие с которыми выходит газ с нижней колонны показан на рисунке ниже

мика			
Название потока	Rich dea	Паровая фаза	Водная фаза
Паровая / фазовая фракция	0,0003	0,0003	0,9997
Температура [C]	57,87	57,87	57,87
Давление [kPa]	6900	6900	6900
Мольный расход [kgmole/h]	1956	0,5472	1955
Масс. расход [kg/h]	4,718e+004	9,832	4,717e+004
Станд. объем. расх. ид. жидк. [m3/h]	47,12	3,057e-002	47,09
Молярная энтальпия [kJ/kgmole]	-2,975e+005	-7,957e+004	-2,975e+005
Молярная энтропия [kJ/kgmole-C]	-188,7	-118,5	-188,7
Тепловой поток [kJ/h]	-5,817e+008	-4,354e+004	-5,817e+008
Объем. расх. жидк. при станд. усл. [m3/h]	44,37	5,320e-002	44,31
Пакет флюида	Basis-1		
Тип утилиты			

На следующем рисунке вы можете увидеть состав газа который выходит. Как из рисунка преобладающей частью является вода H<sub>2</sub>O

	Мольные доли	Паровая фаза	Водная фаза
Nitrogen	0,0000	0,0004	0,0000
H2S	0,0109	0,0077	0,0109
CO2	0,0265	0,0113	0,0265
Methane	0,0012	0,9084	0,0010
Ethane	0,0001	0,0486	0,0000
Propane	0,0000	0,0110	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0035	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0028	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0004	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0012	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0016	0,0000
H2O	0,9011	0,0031	0,9013
DEAmine	0,0602	0,0000	0,0602

После абсорбционной колонны состав выходящий с низа колонны поступает в клапан для регулирования давления и после уже в сепаратор где он дальше разделяется на два потока легкий и тяжелый.



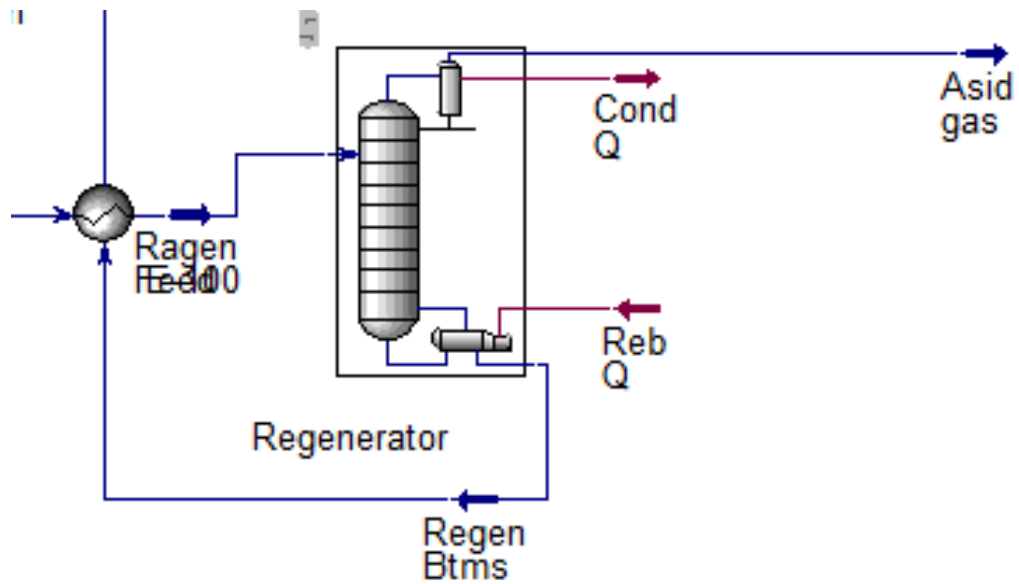
Таблица

Условие и состав газа приведены на рисунке ниже

Название потока	<b>Rish to liq</b>	Паровая фаза	Водная фаза
Паровая / фазовая фракция	0,0000	0,0000	1,0000
Температура [C]	58,76	58,76	58,76
Давление [kPa]	620,0	620,0	620,0
Мольный расход [kgmole/h]	1953	0,0000	1953
Масс. расход [kg/h]	4,712e+004	0,0000	4,712e+004
Станд. объем. расх. ид. жидк. [m3/h]	46,96	0,0000	46,96
Молярная энтальпия [kJ/kgmole]	-2,977e+005	-1,074e+005	-2,977e+005
Молярная энтропия [kJ/kgmole-C]	-188,5	-74,33	-188,5
Тепловой поток [kJ/h]	-5,814e+008	0,0000	-5,814e+008
Объем. расх. жидк. при станд. усл. [m3/h]	44,14	0,0000	44,14
Пакет флюида	<i>Basis-1</i>		
Тип утилиты			

	Мольные доли	Паровая фаза	Водная фаза
Nitrogen	<b>0,0000</b>	0,0006	0,0000
H2S	0,0109	0,0572	0,0109
CO2	0,0264	0,0988	0,0264
Methane	0,0001	0,7688	0,0001
Ethane	0,0000	0,0349	0,0000
Propane	0,0000	0,0060	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0018	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0013	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0013	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0004	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0004	0,0000
H2O	0,9023	0,0285	0,9023
DEAmine	0,0603	0,0000	0,0603

Дальше процесс идет на теплообменник



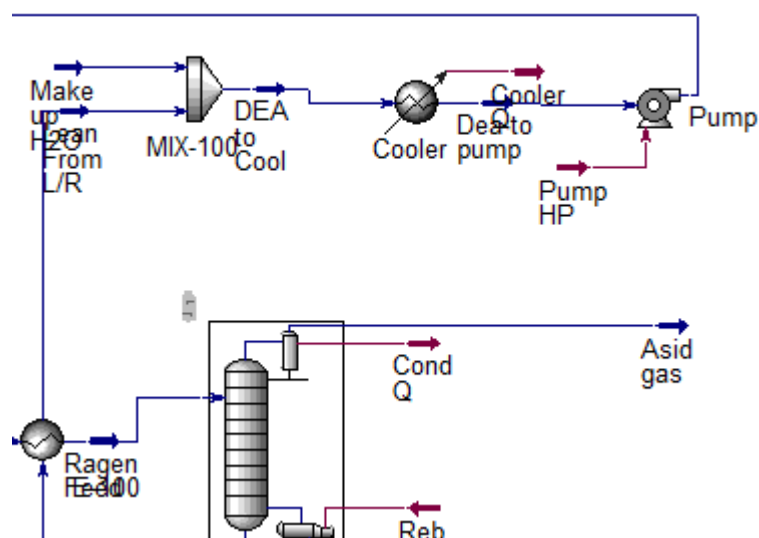
И после теплообменника поступает в дистиляционную колонну где потоки очищаются с охлаждением и нагревом. С нижней стороны идет на регенерацию и в теплообменник а сверху остается кислый газ.

	Мольные доли	Паровая фаза
Nitrogen	0,0000	0,0000
H2S	0,2779	0,2779
CO2	0,6534	0,6534
Methane	0,0022	0,0022
Ethane	0,0001	0,0001
Propane	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0002	0,0002
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000
H2O	0,0662	0,0662
DEAmine	0,0000	0,0000

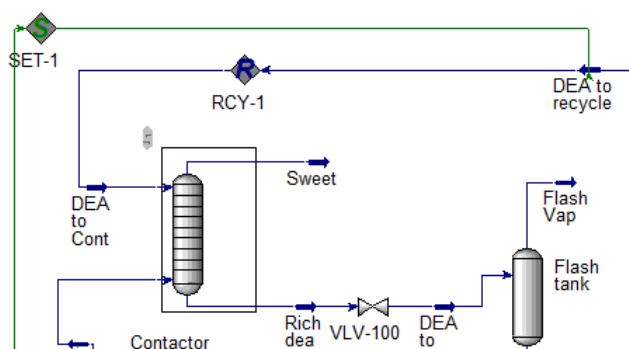
На рисунке показан состав газа сверху колонны

	Мольные доли	Паровая фаза	Водная фаза
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0009	0,0043	0,0009
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,9364	0,9957	0,9364
DEAmine	0,0628	0,0001	0,0628

А снизу показан состав смеси который идет на регенерацию через теплообменник.



После теплообменника смесь поступает в миксер где он смешивается с потоком Make который в свою очередь состоит из полностью из воды и идем в охладитель где он охлаждается и попадает в насос и дальше уже в рециркуляцию. Поток после рециркуляции поступает в абсорберу колонну где процесс повторяется заново.



### Заключение

В ходе работы мы выполнили работу по очистке газа от кислых компонентов с жидким поглотителем абсорбером ДЭА Диэтаноламином в ходе которого мы добились очистки достаточной для использования газа в промышленных целях но недостаточно качественно так как абсорбер ДЭА является уже достаточно старым абсорбером и сейчас в данный момент у него более лучшие современные аналоги такие как МДЭА. Если бы мы увеличили количество поступаемого ДЭА то процесс получился бы более эффективным по очистке но не экономично целесообразным.



## Вопросы и ответы (Questions and answers)

1. Какие виды жидких поглотителей вы знаете кроме ДЭА (моно-, ди-, триэтанолламины, диизопропанолламин) щелочи.

2. Какие методы очистки газов от диоксида углерода вы знаете.

- физическая абсорбция, основанная на хорошей растворимости диоксида углерода в полярных растворителях (вода, метанол);
- хемосорбция, основанная на химическом связывании диоксида углерода при взаимодействии его с соединениями щелочного характера (щелочь, этанолламины, растворы карбонатов);
- адсорбция, основанная на адсорбции диоксида углерода различными адсорбентами (например, цеолитами);
- каталитическое гидрирование.

3. Для чего нужен теплообменник в процессе очистки газа?

Теплообменник нужен для регенерации теплоты и охлаждения выходящего из колонны дистилляции

4. Для чего нужен аппарат рецикл в процессе очистки газов от кислых компонентов?

Рецикл нужен для повторного подключения процесса и перезапуска процесса к которому он подключен

5. Для чего нужен клапан VLV 100 в процессе?

Для поднятия или понижения давления и поддержания без изменения температуры.

## Библиография (Bibliography)

1. Сафаров Б.Ж., Саломов Б.Х., Элов И.И., Рузикулов Ф.К. Процессы очистки газов физическими поглотителями. Наука и образование сегодня. Научно-теоретический журнал. Москва, 2016. №2 (3). С. 9-11.
2. Сафаров Б.Ж., Элов И.И., Рузикулов Ф.О. Физические свойства кислых компонентов природных газов месторождения Республики Узбекистан. Наука и образование сегодня. Научно-теоретический журнал. Москва, 2016. № 2(3). С. 11-14.
3. Сафаров Б.Ж., Элов И.И. Анализ особенностей фазового равновесия между газом и абсорбентом. Наука, техника и образование. Научно-методический журнал. Москва, 2016. №2 (20). С. 33-36.
4. Элов И.И., Рузикулов Ф.А. Некоторые физическо-химические свойства кислых компонентов природных газов республики. Современные проблемы физики конденсированного состояния –“СПФКС-2016. Тезисы докладов Республиканской научной конференции. Бухара, 2016. С. 147-149.
5. Мурин В.И. Технология переработки природного газа и конденсата: Справочник: В 2 ч. / В.И. Мурин. М.: ООО Недр-Бизнесцентр. 2002. Ч. 1. 517 с.
6. Хужжиев М.Я., & Салимова З.С. (2021). Очистка природного газа от меркаптанов и серных растворов. *Universum: технические науки*, (3-3 (84)), 83-86.
7. Раҳимов Р.Н. Ў., Алимов А.А., Шарипова С.Ф., & Хужжиев М.Я. (2020). ТЕХНОЛОГИЯ GTL ГАЗ-ЖИДКОСТЬ СЕГОДНЯ И ЕЕ АНАЛИЗ. *Universum: технические науки*, (12-2 (81)), 85-90.
8. Кобилов А.Б. У., & Хужжиев М.Я. (2017). Механизм поглощения H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> и других сернистых компонентов водными растворами аминов. *Вопросы науки и образования*, (11 (12)), 25-26.
9. Хужжиев М.Я., & Ризокулов М.Н. У. (2016). Очистка и осушка газов растворами гликолей. *Наука и образование сегодня*, (3 (4)), 33-34.