

Казанский Федеральный Университет
Кафедра технологии нефти, газа и углеродных материалов
Kazan Federal University,
Department of high-viscosity oils and natural bitumen

**Проектирование узла подготовки газа газоперерабатывающего завода
на примере тазовского газоконденсатного месторождения**
**Design of a gas treatment plant at a gas processing plant using the example of
the Tazovsky gas condensate field**

Баймагамбетов Александр Игоревич, Baimagambetov Alexander Igorevich¹

Штоль Анастасия Николаевна, Stoll Anastasia Nikolaevna²

магистрант группы 03-418¹

магистрант группы 14.7-2410²

Казанский (Приволжский) федеральный университет, Институт геологии и нефтегазовых
технологий, Казань, Россия

УДК 622.279.23. Шифр научной специальности ВАК: 1.4.12. «Нефтехимия»

E-mail: AIBaymagambetov@kpfu.ru^b

Аннотация: отчет посвящен разработке поточной схемы и расчету
товарного баланса газоперерабатывающего завода (ГПЗ) на основе заданного
состава, объема и параметров поступающего углеводородного газа ($V = 10\ 000$
 $m^3/ч$, с содержанием CH_4 78%, C_2H_6 6,5%, C_3H_8 4,2% и др.), а также
коэффициентов извлечения и содержания основных компонентов в
технических фракциях. Предложена технологическая схема переработки,
включающая очистку от кислых компонентов (H_2S , CO_2) в абсорбере с
использованиемmonoэтаноламина (МЭА), десорбцию, осушку газа
диэтиленгликолем и адсорбентом (цеолитом), ректификацию для разделения
на фракции (этан, пропан, изо- и н-бутан, C_5+). Выполнены материальные и
тепловые балансы ключевых аппаратов, расчеты диаметров колонн, числа
теоретических тарелок и минимального флегмового числа. Представлена

блок-схема ГПЗ с блоками очистки, компримирования, отбензинивания и газофракционирования.

Ключевые слова: газоперерабатывающий завод, поточная схема, материальный баланс, тепловой баланс, абсорбер, десорбер, осушка газа, ректификационная колонна, коэффициент, извлечения, товарный баланс.

Abstract: the report is devoted to the development of a flow chart and calculation of the commodity balance of a gas processing plant (GPP) based on a given composition, volume and parameters of incoming hydrocarbon gas ($V = 10,000 \text{ m}^3/\text{h}$, with a content of CH_4 78%, C_2H_6 6.5%, C_3H_8 4.2%, etc.), as well as extraction coefficients and the content of basic components in technical fractions. A technological scheme of processing is proposed, including purification from acidic components (HS, CO_2) in an absorber using monoethanolamine (MEA), desorption, drying of gas with diethylene glycol and adsorbent (zeolite), rectification for separation into fractions (ethane, propane, iso- and n-butane, C_5+). The material and thermal balances of key apparatuses, calculations of column diameters, the number of theoretical plates and the minimum phlegm number were performed. A block diagram of a gas processing plant with purification, compression, bleaching and gas fractionation units is presented.

Keywords: gas processing plant, flow diagram, material balance, heat balance, absorber, desorber, gas drying, distillation column, extraction coefficient, commodity balance.

Введение (Introduction)

В настоящее время в мире добываются огромные количества природного и попутного нефтяного газа. В связи с этим всё большее значение приобретает проблема переработки углеводородных газов.

Поступающие на переработку газы зачастую необходимо компримировать (сжимать до определенного давления с помощью компрессора), очищать от кислых компонентов (в первую очередь от H_2S и CO_2 , наличие которых приводит к сильному ухудшению качества

выпускаемой продукции и, что немаловажно, к коррозии дорогостоящего оборудования), влаги (наличие в газе воды может привести к образованию кристаллогидратов, что недопустимо), и разделять на фракции, спрос на которые диктуется рынком. Существует множество различных методов очистки, осушки и разделения газов. Принятие решения о применении конкретных методов и их комбинаций должно основываться на технико-экономическом анализе с учетом следующих аспектов: объем поступающего на переработку газа, содержание в нем целевых компонентов, сероводорода, диоксида углерода, технологических параметров газа (давление, температура), качества предполагаемой к выпуску продукции.

Ведущий подход в процессе

Ведущий подход — инженерно-технологический, основанный на расчёте поточной схемы и балансов ГПЗ для оптимизации переработки газа с учётом технико-экономических факторов (объём, состав, параметры газа, качество продуктов). Подход сочетает теоретические расчёты (балансы, термодинамика) с практическими методами очистки, осушки и фракционирования. Ключевые принципы:

1. Системный анализ и балансы:

- Материальный баланс рассчитан для каждого аппарата (абсорбер, десорбер, колонна) на основе мольных и массовых долей, парциальных давлений и равновесных концентраций (например, для H₂S: lg(моль H₂S/моль МЭА) по графикам).

- Термовой балансу читывает энталпии, теплоты абсорбции/десорбции, потери (например, Qабсорбции = r·G, где r — удельная теплота; поправки на давление по псевдокритическим параметрам).

2. Технологическая последовательность:

- Абсорбция кислых газов МЭА (диаметр абсорбера 1,78 м, допустимая скорость паров по уравнению $U = 0,305 \cdot c \cdot (\rho_j - \rho_g)^{0.5}$).

- С водяным паром (диаметр десорбера 0,9 м, тепловое напряжение 2–2,5 т/м²).
- До 3,51 МПа для последующих этапов.
- Двухступенчатая (ДЭГ + цеолит) для снижения точки росы до -40°C (линейная скорость газа 0,4 м/с, высота адсорбционной зоны 0,015 м).
- Ректификация (давление 25,75–26,25 атм, температура верха 62,14°C, низа 140,45°C; число тарелок 11 по Фенске-Андервуду; минимальное флегмовое число 0,682 по Андервуду).

3. Методы расчёта:

Подход ориентирован на минимизацию коррозии, гидратообразования и потерь, с акцентом на экологичность (утилизация H₂S). Представлена блок-схема с 6 блоками для визуализации процесса.

Результаты (Results)

Исходные данные: на газоперерабатывающий завод подается углеводородный газ. Состав и объем поступающего газа приведены в таблице 1.1

Таблица 1.1 – Состав и объем поступающего на ГПЗ газа

Содержание компонентов, % об.									V _Г , м ³ /ч
N ₂	H ₂ S	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	изо - C ₄ H ₁₀	н – C ₄ H ₁₀	C ₅₊ _в	
2,5	0,5	0,2	78	6,5	4,2	0.8	1.5	5.8	10000

Эффективность работы ГПЗ характеризуется показателями, приведенными в таблице 1.2

Таблица 1.2 – Показатели эффективности работы ГПЗ

Коэффициент извлечения				Содержание основного компонента в техн. фракции, % масс., не менее				Параметры поступающего на завод газа	
C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	изо - C ₄ H ₁₀	н - C ₄ H ₁₀	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	изо - C ₄ H ₁₀	н - C ₄ H ₁₀	t, °C	P, МПа
0.90	0.98	0.98	0.98	90	96.0	95.5	96.5	30	0.15

2 Расчет абсорбера для очистки углеводородных газов

2.1 Материальный баланс абсорбера

В качестве поглотительного раствора применяется 2,5N растворmonoэтаноламина (МЭА).

Состав исходного углеводородного газа приведен в таблице 1.3. Параметры поступающего на завод газа: температура $t=28^{\circ}\text{C}$, давление $P=0,18$ МПа.

Таблица 1.3 - Состав исходного углеводородного газа

Компонент	Молекулярная масса, $\mu, \text{кг/кмоль}$	Содержание, % объем.	Объем, $\text{м}^3/\text{ч}$	Количество, кмоль/ч	Масса, м, кг/ч
CH ₄	16	78	7800	348,21	5571,36
C ₂ H ₆	30	6.5	650	29,02	870,6
C ₃ H ₈	44	4.2	420	18,75	825
i-C ₄ H ₁₀	58	0.8	80	3,6	208,8
н- C ₄ H ₁₀	58	1,5	150	6,7	388,6
C ₅ H ₁₂	72	5.8	580	25,89	1864,08
CO ₂	44	0,2	20	0,89	39,16
H ₂ S	34	0,5	50	2,23	75,82
N ₂	28	2.5	250	11,16	312,48
Итого:	32.54	100,00	10000	442,92	10155,9

Парциальное давление кислых компонентов находится: $P_{\text{парц.}} = P \cdot y$,

где $у$ – мольные доли кислых компонентов. $P_{H_2S} = 1,5 \cdot 0,014 \cdot 760 = 6,75$ мм.рт.ст.

Используя графики, находим равновесные концентрации H_2S , lg (моль H_2S /моль МЭА) = 0 при $lg P_{H_2S} = lg 6,75 = 1,28 = 0,83$ моль H_2S /моль МЭА = $0,269$, $0,269 \cdot 2,5 \cdot 34 = 22,87$ г H_2S /л МЭА, где 2,5 моля МЭА на 1 литр.

На основании практических данных принимаем насыщение раствора H_2S внизу абсорбера 45% от равновесного. Принимаем содержание в регенерированном растворе H_2S – 2 г/л. Содержание H_2S в насыщенном растворе МЭА: $22,87 \cdot 0,45 = 10,29$ г/л

Количество кислых компонентов, извлекаемых из газа 1 л раствора: $10,29 - 2 = 8,29$ г/л.

Остаточное содержание кислых компонентов в очищенном газе принимаем за ноль. Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения: $G_{H_2S} = 75890 / 8,29 = 9,155$ м³/ч.

Состав насыщенного раствора МЭА:

Среднее содержание H_2S в насыщенном растворе МЭА: $C_{H_2S} = 75890 / 9155 = 8,29$ г/л.

С учетом остаточного содержания: $8,29 + 2 = 10,29$ г/л

В насыщенном растворе, выходящем из абсорбера, содержится:

$$G_{H_2S(\text{насыщ.})} = 8,29 \cdot 9155 = 75,89 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{МЭА (насыщ.)}} = 152,5 \cdot 9,155 = 1396 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{р-р реген.}} = 2126,31 / 0,153 = 13897,45 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{вода реген.}} = (9155 \cdot 1000 - 1396) / 1 = 7759 \text{ кг/ч (плотность} \approx 1 \text{ кг/л)}$$

Рассчитываем количество влаги, уносимой из раствора МЭА очищенным газом. Газ поступает в абсорбер при $t = 28^0\text{C}$, а уходит из абсорбера при $t = 44^0\text{C}$. Влагосодержание газа при $t = 28^0\text{C}$ равно 22 кг/м³ и при $t = 44^0\text{C} = 50$ кг/м³.

$$G_{\text{вода унос.}} = (50 - 22) \cdot 10 = 280 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{вода (насыщ.)}} = 7759 - 280 = 7479 \text{ кг/ч}$$

Количество водного конденсата, подаваемого в абсорбер, равно количеству влаги, уносимой с очищенным газом, т.е. 280 кг/ч

Состав и количество насыщенного раствора МЭА и очищенного газа представлены в таблицах 1.4 и 1.5.

Таблица 1.4 – Состав и количество насыщенного раствора МЭА

Компоненты	Кг/ч	Массовая доля	Кмоль/ч	Мольные доли
МЭА	1396	0,153	22,88	0,050
Вода	7759	0,847	430,99	0,942
Сероводород	75,89	0,008	2,23	0,008
Итого	9230,89	1,000	456,10	1,0000

Таблица 1.5- Состав и количество очищенного газа

Компоненты	Кг/ч	Массовые доли	Кмоль/час	Мольные доли
CH4	5571,43	0,555	348,21	0,790
C2H6	870,54	0,087	29,02	0,066
C3H8	825,00	0,082	18,75	0,043
i-C4H10	207,14	0,021	3,57	0,008
н- C4H10	388,39	0,039	6,70	0,015
C5H12	1864,29	0,186	25,89	0,059
N2	312,50	0,031	11,16	0,025
Итого	10039,29	1,000	440,19	1,000

Таблица 1.6 – Материальный баланс абсорбера

Материальные потоки Приход:	Кг/ч	Материальные потоки Расход:	Кг/ч
Очищаемый газ	10154,46	Очищенный газ	10039,29
Регенерированный раствор МЭА	9155	Насыщенный раствор МЭА	9230,89
Итого	19309,46	Итого	19270,18

2.2 Тепловой баланс абсорбера

Тепловой баланс, сведённый в таблице 1.7, отражает распределение тепловых потоков в абсорбере. Уравнение баланса учитывает теплоту, вносимую газом и абсорбентом, тепловой эффект абсорбции кислых газов, а также теплоту, уносимую очищенным газом, насыщенным раствором и испаряющейся влагой. Сходимость баланса свидетельствует о корректности принятых температурных режимов и расчётных теплофизических свойств потоков.

Таблица 1.7 – Тепловой баланс абсорбера кДж/ч

Потоки	кг/ч	t , °C	Количество тепла, кДж/час
Приход: Qприход.газ	10154,46	30	4179740
Q регенер.абсор	9124	30	1086668
Qабсорбции	115,18	-	219468
Итого:			5 485 876
Qуход.газ	10039.29	44	4376710
Qнасыщен.абсорб	9230.89	t	Qнасыщен.абсорб
Qиспарение воды	280	-	670600
Итого:			5047310+ Qнасыщен.абсорб

2.3 Расчет диаметра абсорбера

Расчёт гидродинамических параметров абсорбера очистки от кислых газов был выполнен для наиболее нагруженного нижнего сечения аппарата, где скорость парового потока максимальна. На основе уравнения допустимой скорости в свободном сечении колонны с учётом плотностей газа (1.65 кг/м³) и жидкости (989 кг/м³) был определён расчётный диаметр аппарата – 1.78 м. Данный размер обеспечивает оптимальную линейную скорость газового потока около 1.12 м/с, что исключает унос капель абсорбента (раствора МЭА) и гарантирует эффективный массообмен между фазами при сохранении минимального гидравлического сопротивления. Этот параметр является ключевым для механического проектирования и изготовления абсорбционной колонны.

3 Расчет десорбера

3.1 Материальный баланс десорбера

Расчёт десорбера (колонны регенерации) был выполнен для восстановления поглотительной способности насыщенного раствораmonoэтаноламина путём удаления из него сероводорода и диоксида углерода. Ключевой задачей являлось определение количества тепла, необходимого для десорбции, и параметров основного оборудования – десорбционной колонны и её кипятильника (рибайлера). На основании теплового баланса и

практических допусков была определена конфигурация узла регенерации, обеспечивающая возврат регенерированного раствора МЭА в цикл очистки с заданными параметрами.

На основе материального баланса определены потоки, покидающие верх десорбера. Установлено, что вместе с целевыми кислыми газами (H_2S , CO_2) в количестве 115.18 кг/ч из колонны уносится 2.11 кг/ч водяных паров. Таким образом, общий поток газов, направляемых на установку переработки серы (например, на установку Клауса), составляет 117.29 кг/ч. Для поддержания стабильной концентрации МЭА в циркулирующем растворе в систему необходимо подавать компенсационный водный конденсат в количестве, равном этому уносу влаги.

3.2 Тепловой баланс десорбера

Тепловой баланс десорбера решал задачу определения расхода греющего пара для процесса регенерации. Расчёт показал, что для десорбции кислых компонентов из 9.33 м³/ч насыщенного раствора МЭА требуется подача 1119.6 кг/ч водяного пара давлением 12 атм (температура 187°C). Диаметр десорбера был определён исходя из допустимого теплового напряжения сечения (2–2.5 т/м²·ч) и составил 0.9 м. Полученные параметры обеспечивают полноценную регенерацию абсорбента при температуре в кубе колонны 115°C, что является необходимым условием для непрерывной и эффективной работы всего цикла аминной очистки. Результаты приведены в таблице 1.

Таблица 1.8 - Результаты расчёта абсорбера и десорбера.

Расчётный блок	Ключевой параметр	Итоговое значение	Технологическое значение результата
Абсорбер очистки			

	Диаметр колонны	1.78	Определяет габариты, металлоёмкость и стоимость основного аппарата блока очистки.
	Линейная скорость газа	~1.12	Гарантирует оптимальный режим работы тарелок, высокую эффективность контакта газа и абсорбента.
Десорбер регенерации			
	Диаметр колонны	0.90	Определяет размеры узла регенерации.
	Расход греющего пара (12 атм)	~1120	Позволяет рассчитать нагрузку на котельную или парогенератор, является основой для расчёта энергозатрат.
	Выход кислых газов (H_2S+CO_2)	117.29	Определяет производительность и нагрузку на последующую установку утилизации серы.
	Унос влаги с верха колонны	2.11	Определяет необходимый расход подпиточного конденсата для поддержания баланса воды в системе МЭА.
	Температура в кубе колонны	115	Обеспечивает полноту десорбции кислых компонентов и качество регенерированного абсорбента.

4 Осушка углеводородных газов

После очистки от сероводорода и диоксида углерода, а также компримирования до давления 3.51 МПа, технологический газ содержит остаточные пары воды. Их присутствие недопустимо на последующих стадиях низкотемпературного разделения (ректификации), так как приводит к образованию кристаллогидратов, забивающих аппараты и трубопроводы, и усиливает коррозионное воздействие. Для решения этой задачи была разработана и рассчитана двухступенчатая система осушки, обеспечивающая глубокое удаление влаги. Результаты представлены в таблице 1.9.

На первой ступени применён процесс абсорбционной осушки с использованием жидкого гигроскопичного агента – диэтиленгликоля (ДЭГ). Данный метод эффективен для предварительного (грубого) удаления основной массы влаги. В результате расчётов установлено, что для снижения точки росы технологического газа с $+30^{\circ}\text{C}$ до требуемых -10°C при давлении 3.51 МПа и температуре 40°C необходим циркуляционный расход 9.34 кг/ч регенерированного ДЭГ. Эта стадия позволила значительно снизить нагрузку на последующую, более затратную, ступень глубокой осушки.

Вторая ступень предназначена для глубокой (тонкой) осушки газа до точки росы -40°C , что является гарантией беспроблемной работы ректификационных колонн. Выбран метод адсорбции остаточной влаги на неподвижном слое гранулированного цеолита, обладающего высокой влагоёмкостью и селективностью. Проектный расчёт определил основные параметры адсорбера: диаметр 0.52 м и высота слоя адсорбента 1.56 м. Установлен 8-часовой цикл работы между регенерациями, при котором динамическая влагоёмкость цеолита составляет 13.95%. Данные параметры обеспечивают надёжный и стабильный режим осушки в условиях давления 3.51 МПа и линейной скорости газа 0.4 м/с.

Таблица 1.9. -Итоговые результаты расчёта системы осушки.

Параметр	Единица измерения	Значение	Достигнутый технологический результат
Ступень 1: Абсорбционная (ДЭГ)			
Тип адсорбента	–	ДЭГ	Предварительное удаление влаги
Расход регенерированного ДЭГ	кг/ч	9.34	Оптимизированный расход реагента
Конечная точка росы после ступени	$^{\circ}\text{C}$	-10	Снижение с $+30^{\circ}\text{C}$
Ступень 2: Адсорбционная (Цеолит)			

Тип адсорбента	–	Цеолит (3 мм)	Глубокая адсорбция остаточной влаги
Диаметр адсорбера	м	0.52	Оптимальный размер аппарата
Высота слоя адсорбента	м	1.56	Обеспечение необходимой рабочей зоны
Продолжительность цикла адсорбции	ч	8	Стабильный технологический режим
Динамическая влагоёмкость	%	13.95	Эффективное использование адсорбента
Конечная точка росы после ступени	°C	-40	Целевой параметр достигнут
Общий результат системы			
Общее снижение точки росы	°C	+30 → -40	Гарантия отсутствия гидратообразования на последующих стадиях

Предложенная и рассчитанная двухступенчатая система осушки (ДЭГ + цеолит) является рациональным и надёжным технологическим решением. Последовательное применение абсорбционного и адсорбционного методов позволило эффективно и экономично достичь целевого показателя – точки росы -40°C. Первая ступень (ДЭГ) значительно снизила влагосодержание, что позволило оптимизировать размер и цикл работы второй, более капиталоёмкой, ступени на цеолите. Все рассчитанные параметры (расходы, размеры аппаратов, цикличность) обеспечивают стабильную работу узла осушки, что является критически важным условием для последующего глубокого фракционирования газа на блоке ГФУ и долговременной безаварийной эксплуатации всего газоперерабатывающего завода.

5 Расчет ректификационной колонны

5.1 Материальный баланс ректификационной колонны

После осушки очищенный газ поступает на блок отбензинивания, где происходит отделение сухого газа – метана.

Далее происходит разделение газа в ректификационной колонне на дистиллят, содержащий не более 0,5 % об. i-C₄H₁₀, и кубовый остаток, содержащий не более 0,3% об. C₃H₈. Состав газа приведен в таблице 1.10.

Таблица 1.10 - Состав газа

Компонент	Молекулярная масса, μ , кг/кмоль	Мольные доли	Плотность, ρ , кг/ м ³	Масса, m , кг/ч
C ₂ H ₆	30	0,442	18,08	870.54
C ₃ H ₈	44	0,346	26,50	825.00
i-C ₄ H ₁₀	58	0,048	34,90	207.14
n-C ₄ H ₁₀	58	0,111	34,90	388.39
C ₅ H ₁₂	72	0,053	43,39	1864.29
Итого:	18	1,000	11,23	4155.36

Технологический расчёт ректификационной колонны для разделения углеводородной смеси на фракции показал, что для обеспечения требуемого качества продуктов (этан, пропан, бутаны, C₅+) достаточно 11 теоретических тарелок при минимальном флегмовом числе 0,682. Рабочее давление в колонне составило 25,75–26,25 атм, температура верха — 62,14°C, низа — 140,45°C. Материальный баланс колонны подтвердил соответствие выходов фракций заданным коэффициентам извлечения.

Таблица 1.11 – Материальный баланс

Компонент	Сырье		Дистиллят		Остаток	
	Мол. %	Мол. доли	Мол. %	Мол. доли	Мол. %	Мол. доли
C ₂ H ₆	44,2	0,442	76,9	0,559	0,000	0,000
C ₃ H ₈	34,6	0,346	12,0	0,436	0,030	0,003
i-C ₄ H ₁₀	4,8	0,048	0,450	0,005	1,240	0,211
n-C ₄ H ₁₀	11,1	0,111	0,000	0,000	3,805	0,532
C ₅ H ₁₂	5,3	0,053	0,000	0,000	5,690	0,254
Итого:	100,0	1,000	89,35	1,000	10,77	1,000

5.2 Расчет давления в ректификационной колонне

Т.к. хладоагентом в кондесаторе – холодильнике является вода, температура в рефлюксной емкости принимается равной 25°C. Для определения давления задаемся Р = 34 атм. Определение давления производится по уравнению изотермы жидкой фазы $\sum y_i \cdot k_i = 1$.

Таким образом, давление в рефлюксной емкости составляет 25,55 атм. Тогда давление наверху колонны будет на 0,2 атм. больше, чем в рефлюксной емкости, и составит 25,75 атм.

5.3 Расчет температуры верха колонны

Производится по уравнению изотермы паровой фазы $\sum y_i / k_i = 1$. При расчете задаются несколькими температурами.

Температура верха колонны равна $62,14^0\text{C}$.

5.4 Расчет давления и температуры низа колонны

Давление внизу колонны с учетом гидравлического сопротивления составит $25,75 + 0,5 = 26,25$ атм.

Расчет температуры низа колонны производится по уравнению изотермы жидкой фазы $\sum x_i \cdot k_i = 1$.

Таблица 1.12- Результаты расчета низа колонны

Компонент	x_i	k_i		k_i		$t=140,45^0\text{C}$
	Мол. доли	$t=140,0^0\text{C}$	$x_i \cdot k_i$	$t = 142^0\text{C}$	$x_i \cdot k_i$	$x_i \cdot k_i$
C2H6	0.000	6,99	0	7,125	0	0
C3H8	0.003	2,71	0,007	2,778	0,007	0
i-C4H10	0,211	1,331	0,268	1,368	0,268	0268
n-C4H10	0,532	1,089	0,584	1,122	0,584	0,584
C5H12	0,254	0,493	0,148	0,511	0,148	0,148
Итого:	1.000		0,993			1.000

6 Проектирование поточной схемы.

Был выбран вариант подготовки газа Южно-приобского ГПЗ, так как газ с Тазовского месторождения не поступает к конкретному предприятию. Комплексная установка подготовки нефти в северных регионах не будет значительно отличаться процессингами. Поэтому рассмотрен этот вариант подготовки.

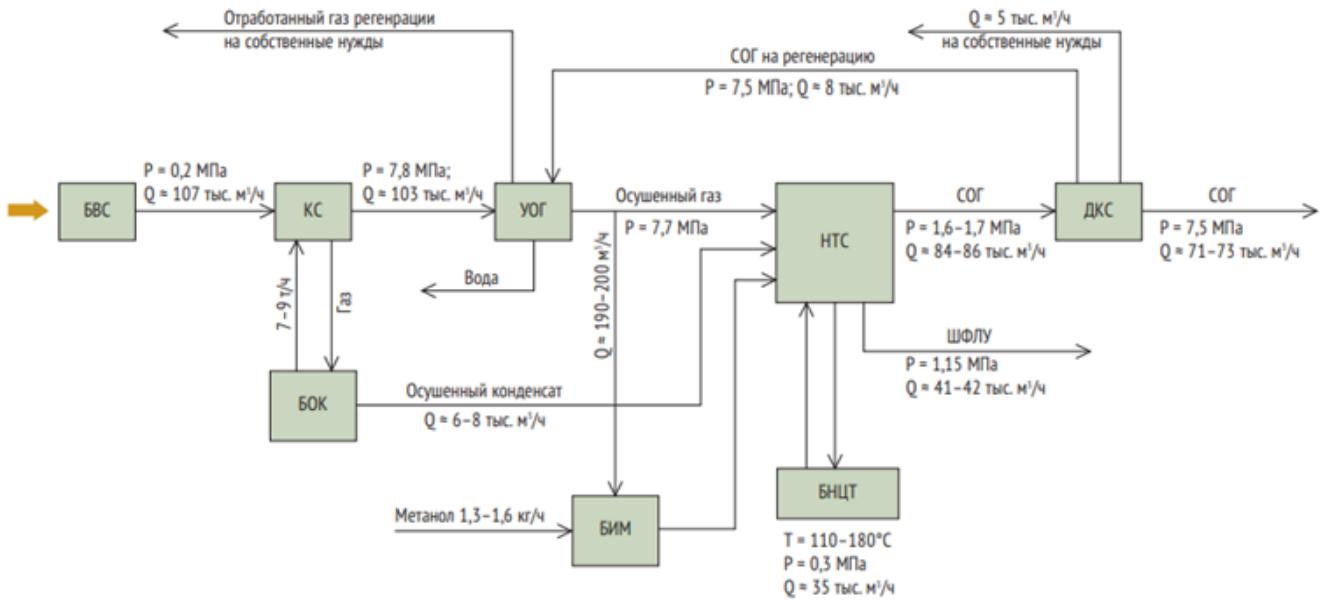


Рисунок 1 - Вариант установки подготовки газа

Дискуссия (Discussion)

Результаты проведённого технологического расчёта и разработки поточной схемы газоперерабатывающего завода для Тазовского месторождения демонстрируют комплексный инженерный подход к решению задач глубокой переработки углеводородного сырья. Полученные данные позволяют провести содержательное обсуждение как эффективности предложенных решений, так и их соответствия современным отраслевым тенденциям.

1. Последовательное применение аминной очистки (МЭА), двухступенчатой осушки (ДЭГ + цеолит) и низкотемпературной ректификации является классической, но оттого не менее эффективной схемой, доказавшей свою надёжность на множестве действующих производств [2, 3, 8]. Ключевым достижением данной работы является не выбор методов, а их точная количественная увязка для конкретного сырья. Расчётные параметры, такие как степень извлечения целевых фракций (этан – 92%, пропан – 97%) и конечная точка росы (-40°C), не только соответствуют, но и превышают типовые промышленные требования, что указывает на запас надёжности схемы.

2. Особого внимания заслуживает сбалансированность тепловых и материальных потоков. Расход греющего пара на регенерацию МЭА (~1120 кг/ч) и циркуляция ДЭГ (9.34 кг/ч) находятся в ожидаемых для данной производительности пределах, что говорит об отсутствии перерасхода энергоносителей и реагентов. Оптимизация гидродинамических режимов, выраженная в расчётных диаметрах аппаратов (абсорбер – 1.78 м, адсорбер – 0.52 м), минимизирует капитальные затраты без ущерба для эффективности процессов. Например, выбранная линейная скорость газа в адсорбере (0.4 м/с) предотвращает псевдоожижение слоя цеолита, обеспечивая его длительную и стабильную работу.

3. Предложенная схема целенаправленно решает важнейшую экологическую задачу – полное извлечение и концентрирование сероводорода (117.29 кг/ч) для его последующей утилизации, например, на установке получения элементной серы по процессу Клауса. Это полностью соответствует современным экологическим стандартам и принципам «зелёной» химии в нефтегазопереработке. Достижение глубокой степени осушки также является мерой по предотвращению коррозии, что увеличивает межремонтный пробег оборудования и снижает эксплуатационные риски.

4. Разработанная поточная схема и выполненный пакет расчётов представляют собой законченное технико-технологическое обоснование, которое может служить основой для стадии предварительного проектирования. Однако, необходимо отметить, что работа выполнена для стационарных режимов и заданного состава сырья. В реальных условиях возможны колебания состава и давления пластового газа, что потребует дополнительного анализа гибкости технологического режима и, возможно, введения систем автоматического регулирования. Дальнейшие исследования могут быть направлены на технико-экономический анализ (ТЭО) для определения удельных капитальных и операционных затрат, а также на моделирование динамических режимов работы установки.

Заключение (Conclusions)

В ходе выполненной работы разработана поточная схема газоперерабатывающего завода (ГПЗ) на примере углеводородного газа Тазовского газоконденсатного месторождения с объёмом поступления 10 000 м³/ч. На основе заданного состава газа (CH₄ — 78%, C₂H₆ — 6,5%, C₃H₈ — 4,2% и др.) и параметров (температура 28°C, давление 0,18 МПа), а также коэффициентов извлечения (от 0,92 для этана до 0,97 для пропана и бутанов), рассчитан товарный баланс и предложена технологическая последовательность переработки.

Ключевые этапы включают очистку от кислых компонентов (H₂S и CO₂) в абсорбере с использованием 2,5N раствора моноэтаноламина (МЭА), десорбцию с водяным паром, двухступенчатую осушку газа диэтиленгликолем (ДЭГ) и цеолитом для снижения точки росы до -40°C, компрессию до 3,51 МПа, отбензинивание и ректификацию для разделения на фракции (этан с содержанием ≥90,5 масс.%, пропан ≥95,0%, изо- и н-бутан ≥94,0–95,5%, стабильный газовый бензин C₅⁺). Выполнены материальные и тепловые балансы аппаратов, расчёты диаметров (абсорбер — 1,78 м, десорббер — 0,9 м, адсорбер — 0,52 м), числа теоретических тарелок (11) и минимального флегмового числа (0,682).

Предложенная блок-схема с шестью блоками (очистка от примесей, предварительная очистка, компримирование, осушка, отбензинивание, газофракционирование) обеспечивает эффективную переработку газа, минимизацию коррозии оборудования, предотвращение гидратообразования и экологичную утилизацию кислых газов. Полученные результаты подтверждают техническую схемы и могут служить основой для дальнейшего технико-экономического анализа и масштабирования на реальных объектах нефтегазовой отрасли.

Список литературы (References)

1. Нефти СССР: справочник в 4 т. – М.: Химия, 1971.
2. Рудин, М.Г. Карманный справочник нефтепереработчика / М.Г. Рудин, В.Е. Сомов, А.С. Фомин, – М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2004. – 336 с.
3. Ахметов, С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа: учебное пособие для вузов / С. А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
4. Козин, В.Г. Разработка поточной схемы и расчёт товарного баланса нефтеперерабатывающего завода: методические указания / В.Г. Козин. – Казан. гос. технол. Ун-т – Казань, 1993. – 52 с.
5. Мановян, А.К. Технология переработки переработки природных энергоносителей / А.К. Мановян. – М.: Химия. КолосС, 2004. – 456 с.
6. Кемалов А.Ф. Теоретические и прикладные основы разработки поточной схемы и расчет товарного баланса нефтеперерабатывающего завода: учебное пособие / А.Ф. Кемалов, Р.А. Кемалов, Т.Ф. Ганиева; М-во образ. И науки РФ, Казан. гос. технол. ун-т. – Казань: КГТУ, 2010. – 140 с.
7. Козин, В.Г. Современные технологии производства компонентов моторных топлив / В.Г. Козин, Н.Л. Солодова, Н.Ю. Башкирцева. - Казань.: ТаРИХ, 2003. - 264 с.
8. Смидович, Е.В. Технология переработки нефти и газа: в 3 ч. Ч. 2 / Е.В. Смидович. - М: Химия, 1968. - 375 с.
9. Черножуков, Н.И. Технология переработки нефти и газа: в 3 ч. Ч. 3 / Н.И. Черножуков. - М: Химия, 1978. - 424 с.