

Казанский Федеральный Университет
Кафедра технологии нефти, газа и углеродных материалов
Kazan Federal University,
Department of oil & gas technology and carbon materials
Российское газовое общество
Russian Gas Society

Проектирование криогенных резервуаров
и газгольдеров низкого давления. Часть 1.
Design of cryogenic tanks and low pressure gas holders. Part 1.

Хаддади Несрине, Haddadi Nesrine

Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich

аспирант кафедры технологии нефти, газа и углеродных материалов
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,
Казань, Россия
E-mail: kemalov@mail.ru

Аннотация:

Резервуары низкого давления служат для хранения воды, нефти и нефтепродуктов. В зависимости от положения в пространстве цилиндрические резервуары делят на вертикальные и горизонтальные. Вертикальные цилиндрические резервуары имеют днище, стенку, крышу, эксплуатационное оборудование. В них хранятся нефтепродукты при малой их оборачиваемости (10-12 раз в год).

Abstract:

Low pressure tanks are used to store water, oil and oil products. Depending on the position in space, cylindrical tanks are divided into vertical and horizontal. Vertical cylindrical tanks have a bottom, a wall, a roof, and operational equipment. They store oil products with their low turnover (10-12 times a year).

Ключевые слова:

Резервуары низкого давления, цилиндрические резервуары, днище, стенку, крышу, эксплуатационное оборудование, нефтепродукты

Keywords:

Low pressure tanks, cylindrical tanks, bottom, wall, roof, service equipment, oil products

Введение (Introduction)

При большей оборачиваемости нефтепродуктов применяются резервуары с плавающей крышей и понтоном. Вертикальные резервуары применяют для хранения легковоспламеняющихся жидкостей (например, бензина) при объемах до 20000 м³: для хранения горючих жидкостей Объем вертикальных до 50000 м³ и более и регламентируется нормальным рядом: 100, 200, 300, 400, 500, 700, 1000, 2000, 3000, 5000, 10000, 20000, 30000 и 50000 м².

Классификация и назначение резервуаров. Все резервуары нормального ряда (исключая в некоторых случаях резервуары объемом 50000 м³) строят индустриальным методом из рулонных заготовок. Резервуары объемом 50000 м³ сооружают как из рулонных заготовок, так и полистовым способом. Проектирование резервуаров объемом более 50000 м³ выполняют по индивидуальным техническим условиям специализированные организации. В зависимости от объема и места расположения вертикальные резервуары подразделяются на три класса:

- класс особо опасные резервуары: объемами 10000 м³ и более, а также резервуары объемами 5000 м³ и более, расположенные непосредственно по берегам рек, крупных водоемов и в черте городской застройки;
- класс 10000 м³ резервуары повышенной опасности: объемами от 5000 до 10000 м³;
- класс III-опасные резервуары: объемами от 100 до 5000 м².

Степень опасности учитывается при проектировании специальными требованиями к материалам, а также при расчете коэффициентом надежности по назначению ($\gamma = 1,1$ - для I класса; $\gamma = 1,05$ - для II класса; $\gamma = 1,0$ для III класса).

Резервуары этого типа выполняются, в основном, наземными. Крупные резервуары для хранения нефтепродуктов в районах с нормативным весом снегового покрова на 1 м² горизонтальной поверхности земли до 1.5 кПа включительно могут иметь плавающие крыши без стационарной крыши.

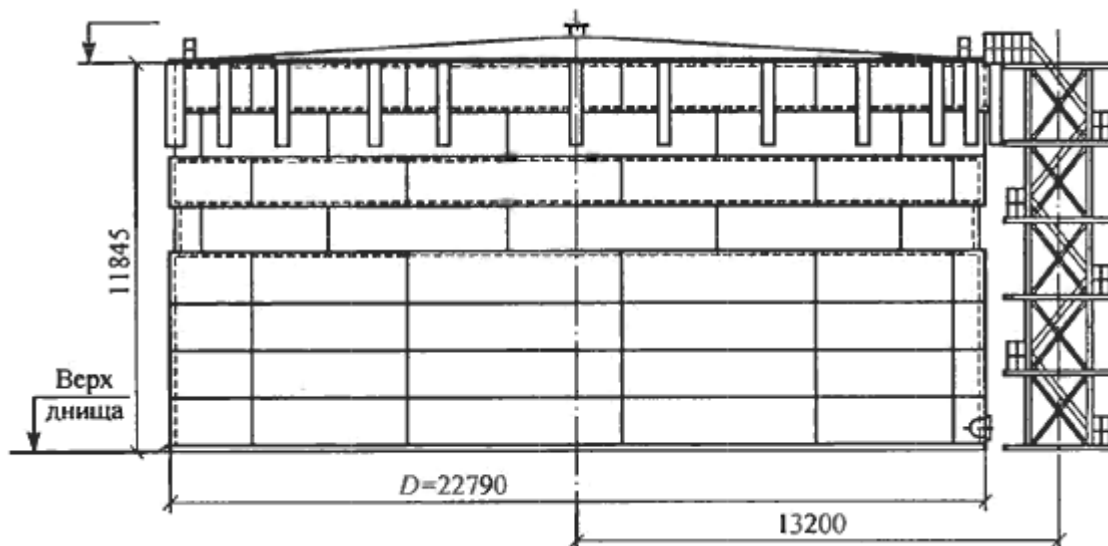


Рисунок 1 – Вертикальный цилиндрический резервуар

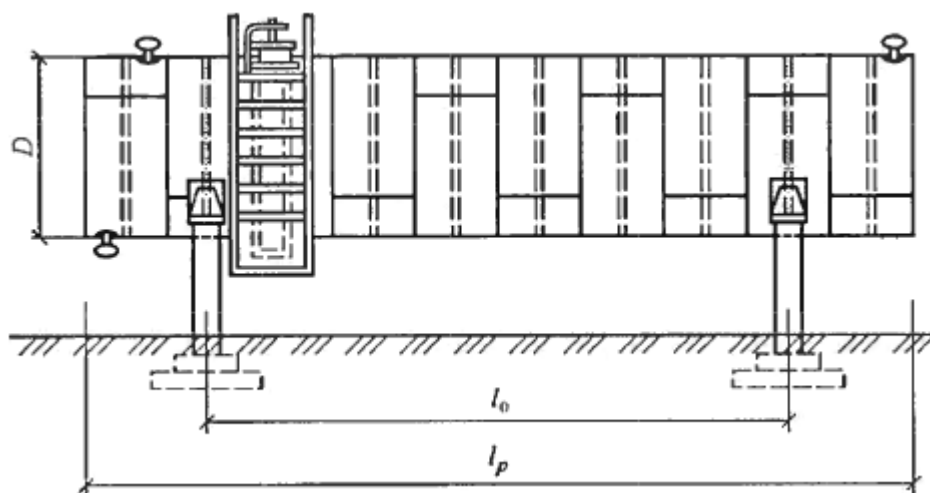


Рисунок 2 – Горизонтальный цилиндрический резервуар

Плавающие крыши могут быть следующих типов:

- однодечной конструкции (однодисковые) с герметичными коробами, расположенными по периметру (рис. 1);
- двоячной конструкции (двухдисковые), состоящей из

герметичных коробов, образующих всю поверхность крыши,

- поплавкового типа.

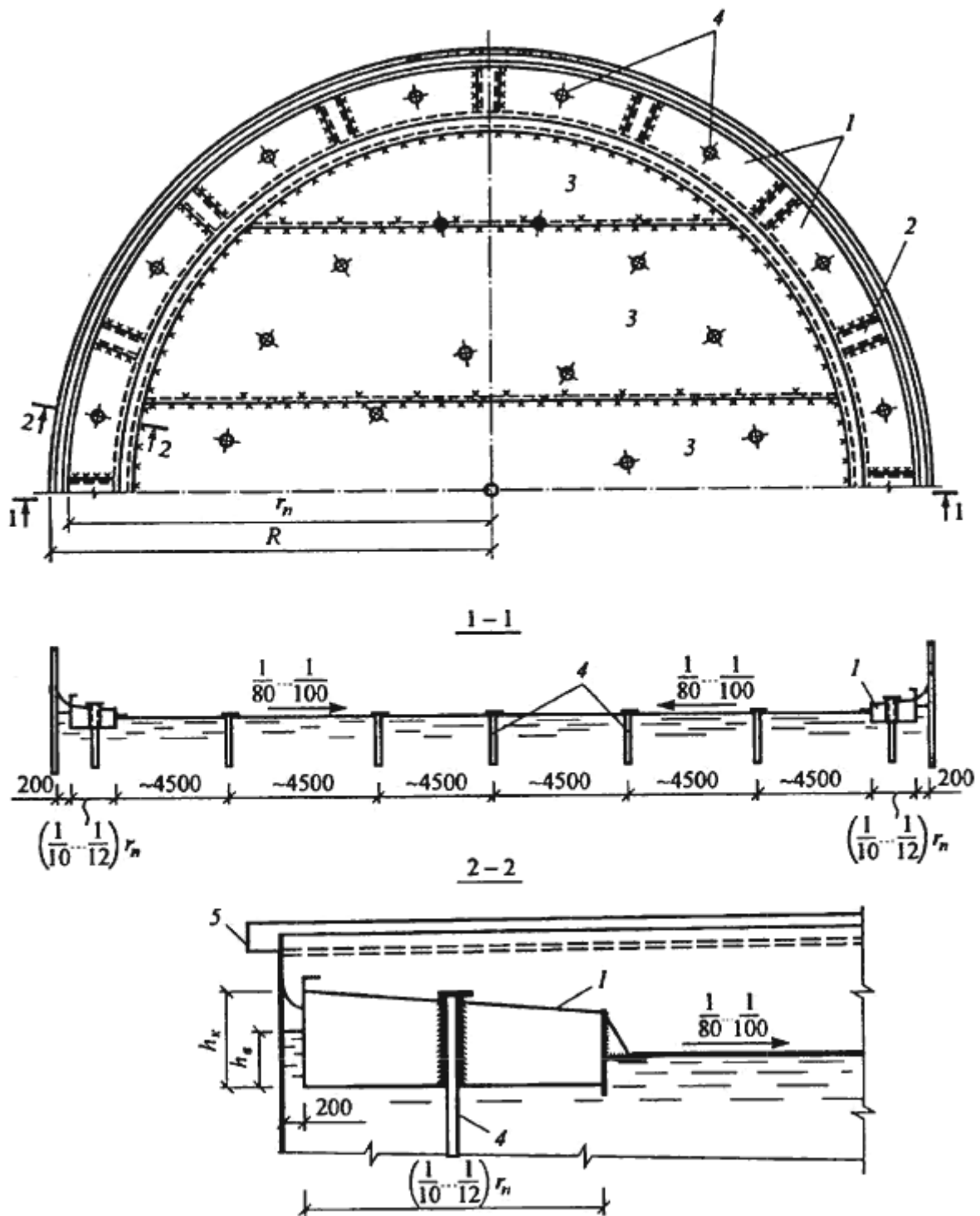


Рисунок 3 – Схема однослойной гибкой плавающей крыши: 1-кольцевые короба; 2- монтажные соединения коробов; 3-мембрана; 4 - трубчатые стойки; 5 - кольцевой балкон

Плавающие крыши двучичной конструкции характеризуются непотопляемостью и высокой жесткостью. Однако из-за большой металлоемкости и трудоемкости изготовления они применяются в единичных случаях. Плавающие крыши поплавкового типа в России пока отсутствуют, но исследования по ним проводятся. Так, в [1] предлагается плавающая крыша поплавкового типа из рулонных заготовок, в которой повышена плавучесть и жесткость центральной части настила по сравнению с однодечной крышей.

Резервуары с плавающей крышей должны иметь верхнее кольцо жесткости, шириной не менее 800 мм, устанавливаемое на верхнем поясе стенки и используемое в качестве обслуживающей площадки. Доступ на плавающую крышу должен обеспечиваться катучей лестницей. Плавающие крыши должны иметь опорные стойки высотой около 1800 мм для осмотра и ремонта крыши и днища, минимум один люк-лаз диаметром не менее 600 мм. В северных снежных районах, а также в районах, где возможны пыльные бури, применяют резервуары со стационарной крышей и понтоном. Понтон состоит из понтонного кольца, обеспечивающего его плавучесть, и центральной части из плоских стальных листов толщиной 4 мм. Понтонное кольцо выполняется из замкнутых коробов или открытых отсеков, разделенных радиальными стенками. Между стенкой резервуара и наружной стенкой понтонного кольца имеется зазор шириной 200...275 мм, который заполняется уплотняющим затвором. Возможны варианты понтонов по типу плавающих крыш. Горизонтальные цилиндрические резервуары предназначены для хранения нефтепродуктов под избыточным давлением до 70 кПа (7000 мм вод. столба). Резервуары имеют простую форму, транспортабельны по железной дороге, что ограничивает диаметр до 3,25 м. В отдельных случаях диаметр резервуара может достигать до 4,0 м. Наибольшее распространение получили резервуары для нефтепродуктов объемом 5, 10, 25, 50, 75 и 100 м³. Горизонтальные резервуары могут быть надземного и подземного расположения. Здесь рассматриваются только надземные резервуары, опирающиеся на две опоры.

Краткая характеристика и назначение газгольдеров низкого давления

Газгольдеры применяют для хранения природного и искусственного газа на металлургических, коксохимических и газовых заводах, в химической и нефтяной промышленности, в городском хозяйстве. По своим технологическим особенностям газгольдеры низкого давления относятся к газгольдерам переменного объема (постоянного давления не более 5 кПа, что соответствует 500 мм вод. столба). В газгольдерах переменного объема давление газа сохраняется за счет веса подвижных частей в результате их опускания или подъема. По конструкции газгольдеры переменного объема разделяют на мокрые и сухие. В мокрых газгольдерах нижняя часть (резервуар) заполнена водой, которая образует водяной затвор, обеспечивающий герметичность газового пространства. В сухих газгольдерах вода отсутствует. Подвижная часть, создающая давление газа, представляет собой конструкцию в виде поршня. Мокрые газгольдеры применяют для хранения газов, не вызывающих интенсивной коррозии, стали. Типовые мокрые газгольдеры имеют вместимость 100...30000 м³ и состоят из вертикального цилиндрического резервуара, заполненного водой, одного или нескольких промежуточных звеньев (телескопов), колокола (цилиндрическая оболочка, открытая снизу с пологой сферической кровлей) и направляющих (рис. 4). Через дно резервуара под колокол подводят газопроводы для подачи и расходования газа. Основными недостатками мокрых газгольдеров являются существенные колебания давления газа при опускании и подъеме подвижных частей, а также трудности их обслуживания при отрицательной температуре. Сухие газгольдеры применяют в случае, когда хранимые газы имеют высокую концентрацию (до 99,9% и выше) и не допускают увлажнения (этилен, пропилен и др.). Объем сухих газгольдеров 10...600 тыс. м³. Конструкция (рис. 5) их состоит из цилиндрической оболочки с плоским днищем и сферической кровли каркасного типа. Внутри газгольдера размещается специальная конструкция в виде шайбы, перемещающейся по

вертикали под давлением газа наподобие поршня. Между корпусом и вертикальными стенками шайбы располагается либо уплотняющий затвор (газгольдер поршневого типа), либо кольцевой фартук из прорезиненной ткани, герметично соединенный с корпусом и шайбой для изоляции газового пространства (газгольдер с гибкой секцией).

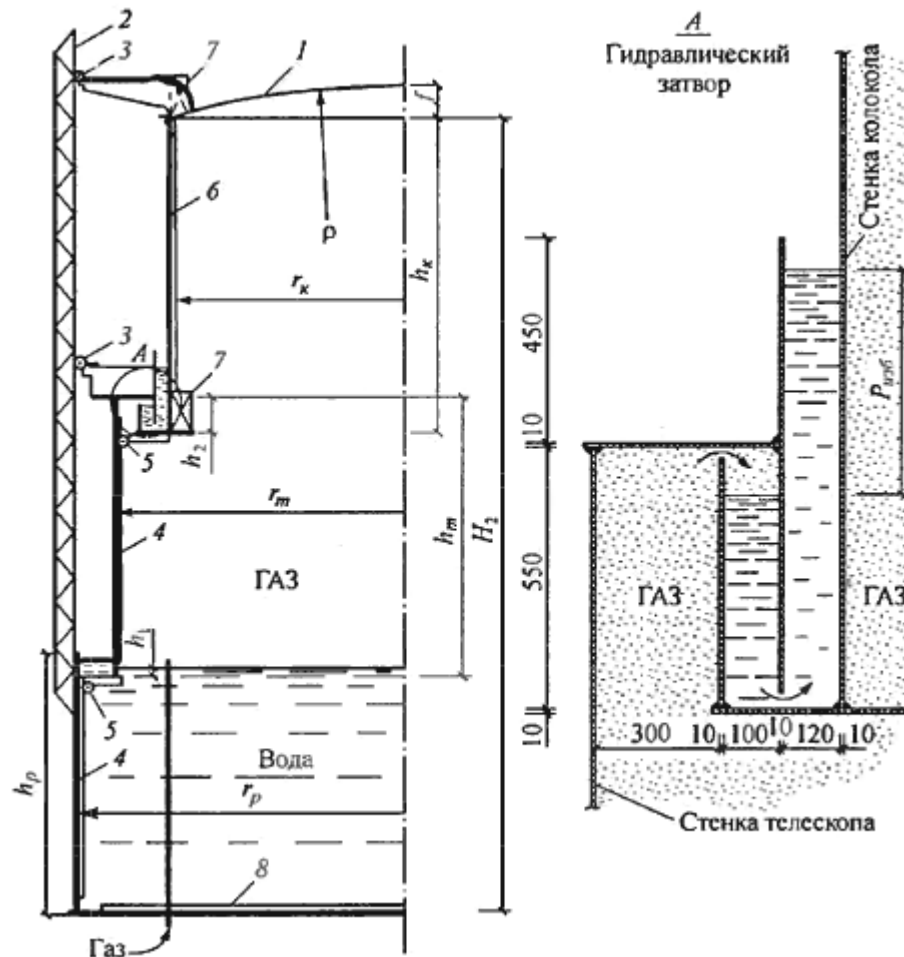


Рисунок 4 – Схема двухзвенного мокрого газгольдера: 1 - покрытие колокола; 2 - внешние направляющие; 3 - внешние ролики; 4 - внутренние направляющие; 5 - внутренние ролики; 6-трубчатые стойки; 7-пригруз; 8-подкладные балки

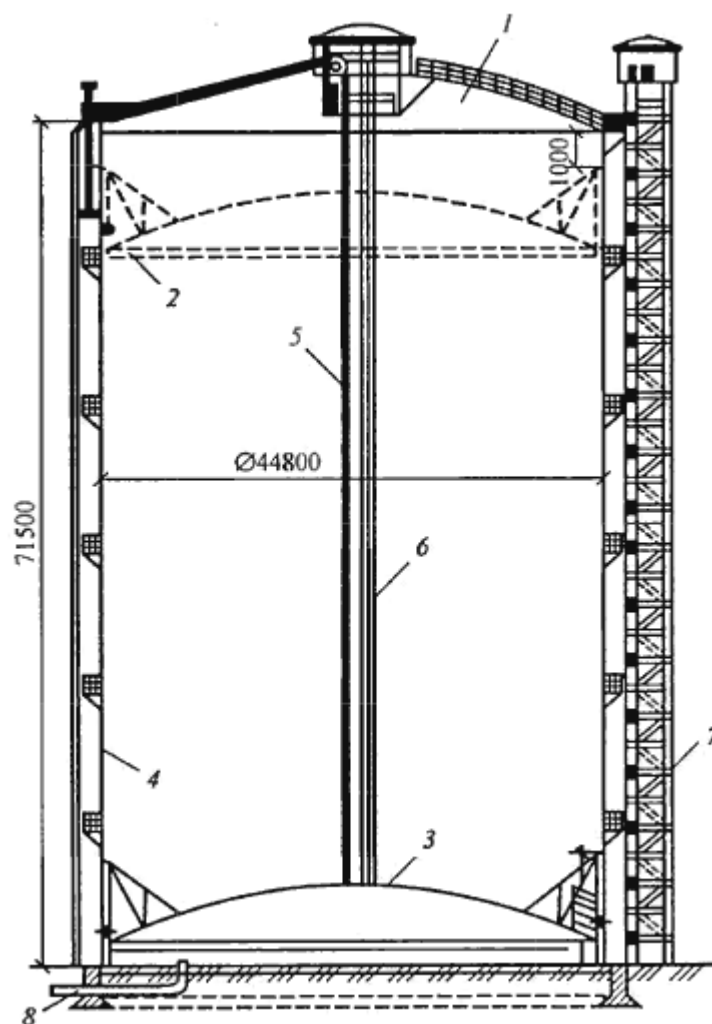


Рисунок 5 – Схема сухого газгольдера объемом 100000 м³: 1 -площадка фонаря; 2 - шайба в верхнем положении; 3-шайба в нижнем положении; 4 - обшивка; 5-цспная лестница; 6-подъемная клеть; 7 - наружный подъёмник; 8 - подвод газа

I. Технико-технологические расчеты абсорбера.

1. Расчет материальных балансов

В абсорбер поступает нефтяной газ в количестве 100 м³/ч или 800 тыс. м³/год. Количество абсорбента составляет 240.10 кг/ч. В таблице 1 приведены данные для расчёта абсорбера.

Таблица 1 – Данные для расчёта абсорбера

температура абсорбере	в	давление	содержание H ₂ S в исходном газе	содержание CO ₂ в исходном газе
32°C		3.5 кгс/см ²	4.41 %об	3.19 %об

Состав и количество очищенного газа показаны в таблице 2.

Таблица 2 - Состав и количество очищаемого газа

Наименование компонентов	ММ	% объемных	Количество м3/час	Количество кгмоль/час	Количество кг/час
Углекислый газ	44	3.19	3.19	0.142	6.248
сероводородный газ	34	4.41	4.41	0.197	6.698
азот	28	21.16	21.16	0.945	26.460
метан	16	28.69	28.69	1.281	20.496
этан	30	17.40	17.40	0.777	23.310
пропан	44	17.17	17.17	0.767	33.748
бутан	58	6.22	6.22	0.278	16.124
пентан	70	1,65	1,65	0.074	5.180
<u>Гексан и выше</u>	78	0,11	0,11	0.005	0.390
итого:		100,00	100,00	4.466	138.654

2. Расчет абсорбера при использовании 25% - водного раствора моноэтаноламина (МЭА)

Парциальное давление кислых компонентов:

$$P_i = P_{\text{общ}} \cdot Y_i, \text{ где } P_{\text{общ}} = 35 \text{ кгс/см}^2$$

$$P(\text{H}_2\text{S}) = 35 \cdot 4.41 / 100\% \cdot 760 = 1173.06 \text{ мм.рт.ст.}$$

$$P(\text{CO}_2) = 35 \cdot 3.19 / 100\% \cdot 760 = 848.54 \text{ мм.рт.ст.}$$

Определяем равновесные концентрации H₂S и CO₂.

$$\text{Lg}1173.06 = 3.07$$

$$\text{lg}(\text{моль H}_2\text{S} / \text{моль МЭА}) = -0.1,$$

$$\text{моль H}_2\text{S} / \text{моль МЭА} = 0.79,$$

25% МЭА, следовательно 250 г/л/61 = 4.1 моля,

где молярная масса МЭА = 61,

Значит, $0.79 \cdot 4.1 = 3.239 \cdot 34 = 110.126 \text{ г. H}_2\text{S/г. МЭА}$,

где молярная масса $\text{H}_2\text{S} = 34$,

$$\lg(\text{моль CO}_2 / \text{моль МЭА}) = -0.2,$$

$$\text{моль CO}_2 / \text{моль МЭА} = 0.631,$$

$$0.631 \cdot 4.1 = 2.5871 \cdot 44 = 113.8324 \text{ г. CO}_2 / \text{г. МЭА},$$

где молярная масса $\text{CO}_2 = 44$,

На основании практических данных принимаем насыщение раствора H_2S внизу абсорбера 45 % от равновесного, CO_2 - 40 % от равновесного.

Принимаем содержание в регенерированном растворе H_2S - 2 г/л, CO_2 - 3 г/л.

Содержание H_2S в насыщенном растворе МЭА:

$$110.126 \cdot 0.45 = 49.5567 \text{ г/л} = 50 \text{ г/л},$$

Количество H_2S извлекаемое из газа 1л раствора:

$$49.5567 - 2 = 47.5567 \text{ г/л} = 48 \text{ г/л},$$

Количество CO_2 в насыщенном растворе МЭА:

$$113.8324 \cdot 0.4 = 45.533 \text{ г/л} = 46 \text{ г/л},$$

Количество CO_2 извлекаемое из газа 1л раствора:

$$46 - 3 = 43 \text{ г/л},$$

Определяем содержание H_2S и CO_2 , извлекаемое из газа. Остаточное содержание H_2S и CO_2 в очищенном газе принимаем равным нулю.

Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения:

$$G(\text{H}_2\text{S}) = 6.698 \cdot 1000 / 48 = 139.64 \text{ л/ч или } 0.139 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$G(\text{CO}_2) = 6.248 \cdot 1000 / 43 = 145.30 \text{ л/ч или } 0.145 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$\text{Общее количество: } \text{Побщ} = 0.139 + 0.145 = 0.284 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

3. Расчет абсорбера при использовании 25% - водного раствора метилдиэтаноламина

Определяем равновесные концентрации H_2S и CO_2 .

$$\lg 1173.06 = 3.07,$$

$$\lg(\text{моль } \text{H}_2\text{S} / \text{моль МДЭА}) = -0.1,$$

$$\text{моль } \text{H}_2\text{S} / \text{моль МДЭА} = 0.79,$$

$$25\% \text{ МДЭА, следовательно } 250 \text{ г/л} / 119.2 = 2.1 \text{ моля,}$$

$$\text{где молярная масса МДЭА} = 119.2,$$

Значит,

$$0.79 * 2.1 = 1.659 * 34 = 56.406 \text{ г. } \text{H}_2\text{S} / \text{г. МДЭА},$$

$$\text{где молярная масса } \text{H}_2\text{S} = 34,$$

$$\lg(\text{моль } \text{CO}_2 / \text{моль МДЭА}) = -0.2,$$

$$\text{моль } \text{CO}_2 / \text{моль МЭА} = 0.631,$$

$$0.631 * 2.1 = 1.325 * 44 = 58.304 \text{ г. } \text{CO}_2 / \text{г. МДЭА},$$

$$\text{где молярная масса } \text{CO}_2 = 44,$$

На основании практических данных принимаем насыщение раствора H_2S внизу абсорбера 80 % от равновесного, CO_2 - 80 % от равновесного. Принимаем содержание в регенерированном растворе H_2S - 2 г/л, CO_2 - 3 г/л.

Содержание H_2S в насыщенном растворе МЭА:

$$56.406 * 0.8 = 47.94 \text{ г/л} = 48 \text{ г/л},$$

Количество H_2S извлекаемое из газа 1л раствора:

$$47.94 - 2 = 45.94 \text{ г/л} = 46 \text{ г/л},$$

Количество CO_2 в насыщенном растворе МЭА:

$$58.304 * 0.8 = 46.64 \text{ г/л} = 47 \text{ г/л},$$

Количество CO_2 извлекаемое из газа 1л раствора:

$$46.64 - 3 = 43.64 = 44 \text{ г/л},$$

Определяем содержание H_2S и CO_2 , извлекаемое из газа. Остаточное содержание H_2S и CO_2 в очищенном газе принимаем равным нулю.

Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения:

$$G(\text{H}_2\text{S}) = 6.698 * 1000 / 46 = 145.61 \text{ л/ч или } 0.146 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$G(\text{CO}_2) = 6.248 * 1000 / 44 = 142.00 \text{ л/ч или } 0.142 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$\text{Общее количество: } G_{\text{общ}} = 0.142 + 0.146 = 0.188 \text{ м}^3/\text{ч},$$

В результате проведенных расчетов получили что, если использовать 25% водного раствора МДЭА намного выгоднее, чем если использовать 25% водного

раствора МЭА, так как при этом расход МДЭА уменьшается на 66.2%.

На основании полученных результатов дальнейшие расчеты производим при использовании данных водного раствора МДЭА.

3. Расчет материального баланса абсорбера

Определим состав насыщенного раствора МДЭА. Среднее содержание H_2S в насыщенном растворе МДЭА%:

$G(H_2S) = 6.698 \cdot 1000 / 0.188 \cdot 1000 = 35.63$ г/л, а с учетом остаточного содержания $35.63 + 2 = 37.63$ г/л,

$G(CO_2) = 6.248 \cdot 1000 / 0.188 \cdot 1000 = 33.23$ г/л, а с учетом остаточного содержания $33.23 + 3 = 36.23$ г/л,

В насыщенном растворе, выходящем из абсорбера, содержится:

$G(H_2S)_{\text{нас}} = 35.63 \cdot 0.188 = 6.7$ кг/ч,

$G(CO_2)_{\text{нас}} = 36.23 \cdot 0.188 = 6.8$ кг/ч,

$G(\text{МДЭА})_{\text{нас}} = 250 \cdot 0.188 = 47$ кг/ч,

$G_{\text{рег.р-ра}} = 0.047 / 0.25 = 0.188$ кг/ч,

Результаты расчетов представлены в таблице 3, 4, 5.

Таблица 3 – Состав и количество насыщенного раствора МДЭА

Наименование компонентов	кг/ч	<u>масс.доля</u>	<u>кмоль/час</u>	<u>мольн.доля</u>
Углекислый газ	6.8	0.112	0.155	0.208
Сероводородный газ	6.7	0.111	0.197	0.264
МДЭА	47.0	0.777	0.394	0.528
итого:	60.5	1.000	0.746	1.000

Таблица 4 – Состав и количество очищенного газа

Наименование компонентов	кг/ч	масс.доля	кмоль/час	мольн.доля
азот	26.460	0.210	0.945	0.230
метан	20.496	0.163	1.281	0.310
этан	23.310	0.185	0.777	0.188
пропан	33.748	0.268	0.767	0.185
бутан	16.124	0.128	0.278	0.067
пентан	5.180	0.041	0.074	0.018
Гексан и выше	0.390	0.003	0.005	0.001
итого:	125.708	1,0000	4.127	1.000

Таблица 5. – Материальный баланс абсорбера

Материальные потоки	кг/ч	Материальные потоки	кг/ч
Приход		Расход	
Очищаемый газ	138.654	Очищенный газ	125.708
Регенерированный раствор МЭА	47.554	Насыщенный раствор МЭА	60.500
итого:	186.208	итого:	186.208

4. Расчет теплового баланса абсорбера

Тепловой баланс абсорбера рассчитывают, чтобы определить температуру насыщенного абсорбента, уходящего из абсорбера.

Уравнение теплового баланса имеет вид

$$Q_{vc} + Q_{ap} + Q_v = Q_{vo} + Q_{an}, \quad (1)$$

где Q_{vc} -приход тепла с очищаемым газом,

Q_{ap} -приход тепла с регенерированным абсорбентом,

Q_v -количество тепла, выделяемое при абсорбции компонентами,

Q_{vo} -расход тепла с очищенным газом,

Q_{an} -расход тепла с насыщенным абсорбентом,

Количество тепла, вносимое в абсорбер с очищаемым газом при $t=30^\circ\text{C}$, равно:

$$Q_{vc} = G_c \cdot H_{tc}, \quad (2)$$

где G_c - расход газа, кг/ч.,

H_{tc} -энтальпия газа, кДж/кг,

Энтальпия очищаемого газа рассчитывается по формуле:

$$H_{tc} = H(o)_{см} - H_{см}, \quad (3)$$

где $H(o)_{см}$ -энтальпия идеальной смеси, кДж/кг,

$H_{см}$ -поправка на давление, кДж/кг,

Энтальпия идеального газа рассчитывается по формуле:

$$H_i^{(0)} = A \frac{T}{100} + B \left(\frac{T}{100} \right)^2 + C \left(\frac{T}{100} \right)^3 + D \frac{100}{T}, \text{ кДж/кг} \quad (4)$$

где A, B, C, D – коэффициенты, T - температура, К.

Расчет энтальпии газа приведен в таблице 6.

Таблица 6 – Расчет энтальпии газа при $t=303\text{K}$

Наименование компонентов	Содержание Y_i , масс.доля	$H_i(o)$, кДж/моль	$H_i(o) \cdot Y_i$, кДж/моль	Количество кг/час
1	2	3	4	5
углекислый газ	0.046	220.6	10.15	6.248
сероводородный газ	0.048	291.5	13.99	6.698
азот	0.191	311.2	59.44	26.460
метан	0.148	626.0	92.65	20.496
этан	0.168	424.7	71.35	23.310
пропан	0.243	370.2	89.96	33.748
бутан	0.116	337.0	39.09	16.124
пентан	0.037	329.7	12.20	5.180
Гексан и выше	0.003	324.9	0.97	0.390
итого:	1.000	3235.8	389.80	138.654

Значения $H_i(o)$ взяты из таблицы 7.

Таблица 7 – Газовая смесь, входящая в абсорбер

Компоненты	Y _i (мол)	P _{кр_i}	T _{кр_i}	w _i	P _{кр_i} * Y _i	T _{кр_i} * Y _i	w _i * Y _i
CO ₂	0.0319	7.375	304.20	0.2310	0.235	9.70	0.0074
H ₂ S	0.0441	9.000	373.60	0.0001	0.397	16.48	0.000004
N ₂	0.2116	5.000	25.00	0.0004	1.058	5.29	0.00008
C1	0.2869	4.605	190.55	0.0104	1.321	54.67	0.0030
C ₂	0.1740	4.875	305.43	0.0986	0.848	53.14	0.0172
C ₃	0.1717	4.248	369.82	0.1524	0.729	63.50	0.0262
C ₄	0.0622	3.795	425.16	0.2010	0.236	26.44	0.0125
C ₅	0.0165	3.400	200.00	0.2510	0.056	3.30	0.0041
C ₆	0.0011	3.200	225.00	0.2960	0.004	0.25	0.0003
итого:	1.0000				4.884	232.77	0.0707

Приведенные давление P_{кр} и температура T_{кр} вычисляются по формулам:

$$P_{пп} = \frac{\pi}{P_{п.кр}}, \text{ Па} \quad (5)$$

где π - давление в системе, Па;

P_{п.кр} - псевдокритическое давление, Па.

$$T_{пп} = \frac{T}{T_{п.кр}}, \text{ К} \quad (6)$$

где T - температура в системе, К.

Псевдокритические величины давления и температуры рассчитываются по формулам:

$$P_{п.кр} = \sum y'_i \cdot P_{кри}, \text{ Па} \quad (7)$$

где y'_i - содержание i-го компонента, мольн. доли;

P_{кри} - критическое давление i-го компонента, Па.

$$T_{п.кр} = \sum y'_i \cdot T_{кри}, \text{ К} \quad (8)$$

Поправка на давление рассчитывается по формуле:

$$\Delta H_{см} = \frac{RT_{п.кр}}{M_{см}} \cdot (\Delta H^{(0)} + \omega_{см} \cdot \Delta H^{(1)}), \text{ кДж/кг} \quad (9)$$

где R - универсальная газовая постоянная, кДж/(моль К);

T_{п.кр} - псевдокритическая температура, К;

$M_{\text{см}}$ - средняя молекулярная масса газа, поступающего в аппарат;

$\Delta H^{(0)}$ и $\Delta H^{(1)}$ - поправки на давление для энтальпии,

$\omega_{\text{см}}$ - фактор ацентричности смеси

Энтальпия идеальной газовой смеси вычисляется по формуле:

$$H'_{\text{см}}^{(0)} = \sum_{i=1}^N y_i \cdot H'_i^{(0)}, \text{ кДж/кг} \quad (13)$$

где y_i - содержание i -го компонента, масс, доли;

$H'_i^{(0)}$ - энтальпия идеального газа кДж/кг.

Энтальпия идеального газа рассчитывается по формуле (4):

Для углекислого газа энтальпия идеального газа равна:

$$H'_{\text{C}_2\text{H}_6}^{(0)} = 424.2 \text{ кДж/кг}; \quad H'_{\text{C}_3\text{H}_8}^{(0)} = 361.2 \text{ кДж/кг}$$

$$H'_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^{(0)} = 363.6 \text{ кДж/кг} \quad H'_{\text{C}_5\text{H}_{12}}^{(0)} = 367.7 \text{ кДж/кг}$$

$$H'_{\text{N}_2}^{(0)} = 332.00 \text{ кДж/кг} \quad H'_{\text{CH}_4}^{(0)} = 652.9 \text{ кДж/кг}$$

$$H'_{\text{C}_6+}^{(0)} = 362.7 \text{ кДж/кг}$$

$$\sum H'_i^{(0)} = 424.2 + 363.6 + 332.0 + 362.7 + 361.2 + 367.7 + 652.9 = 2864.3 \text{ кДж/кг}$$

Находим энтальпию идеальной газовой смеси:

$$H'_{\text{см}}^{(0)} = 69.72 + 107.08 + 78.48 + 96.80 + 46.54 + 15.15 + 1.09 = 414.86 \text{ кДж/кг}$$

Результаты расчета энтальпии приведены в таблице 8.

Таблица 8 – Результаты расчета энтальпии очищенного газа

Наименование компонентов	Содержание Y_i , масс. доля	$H_i(o)$, кДж/моль	$H_i(o) \cdot Y_i$, кДж/моль	кг/ч
азот	0.210	332.0	69.72	26.460
метан	0.164	652.9	107.08	20.496
этан	0.185	424.2	78.48	23.310
пропан	0.268	361.2	96.80	33.748
бутан	0.128	363.6	46.54	16.124
пентан	0.0412	367.7	15.15	5.180
Гексан и выше	0.003	362.7	1.09	0.390
итого:	1,000	2864.3	414.86	125.708

Результаты расчета очищенного газа представлены в таблице 9:

Таблица 9 – Для очищенного газа, покидающего абсорбер

Компоненты	Y _i (мол)	P _{кр_i}	T _{кр_i}	w _i	P _{кр_i} * Y _i	T _{кр_i} * Y _i	w _i * Y _i
N ₂	0.230	5.000	25.00	0.0400	1.15	5.75	0.0092
C ₁	0.310	4.605	190.55	0.0104	1.43	59.07	0.0032
C ₂	0.188	4.875	305.43	0.0986	0.92	57.42	0.0185
C ₃	0.185	4.248	369.82	0.1524	0.79	68.42	0.0282
C ₄	0.067	3.795	425.16	0.2010	0.25	28.49	0.0135
C ₅	0.018	3.400	200.00	0.2510	0.06	3.60	0.0045
C ₆	0.001	3.200	225.00	0.2960	0.003	0.23	0.0003
итого	1.000				4.60	222.98	0.0774

$$P_{пр} = 3.5/4.60 = 0.76,$$

$$T_{пр} = 317.2/222.98 = 1.42,$$

$$H(0) = 2.5, H(1) = 0.5,$$

$$H_{см} = 8.315 \cdot 222.98 / 44.5 \cdot (2.5 + 0.5 \cdot 0.0774) = 105.77 \text{ кДж/кг},$$

$$H_{тс} = 414.86 - 105.77 = 309.09 \text{ кДж/кг},$$

Количество тепла, уходящее с очищенным газом:

$$Q_{vc} = 125.708 \cdot 309.09 = 38855.085 \text{ кДж/ч} = 10.79 \text{ кВт},$$

$$Q_{vp} = G_{p-p} \text{ МЭА} \cdot H_t, \quad (14)$$

Поскольку остаточное содержание H₂S и CO₂ содержатся в незначительных количествах, то без ущерба для точности расчета теплового баланса аппарата энтальпию регенерированного раствора МДЭА можно принять равной энтальпии 25%-ного водного раствора МДЭА. Энтальпия в этом случае находится по формуле:

$$H_t^* = C_p \cdot t_b = 3.97 \cdot 30 = 119.1 \text{ кДж/кг},$$

$$Q_{ar} = 47.554 \cdot 119.1 = 5663.68 \text{ кДж/ч} = 1.57 \text{ кВт},$$

Количество тепла, выделяемое в единицу времени при абсорбции кислых компонентов:

$$Q_{H_2S} = 6.698 \cdot 1905 \cdot 1,163 / 4.1868 = 3544.36 = 3.54 \text{ кВт},$$

$$Q_{CO_2} = 6.248 \cdot 1918 \cdot 1,163 / 4.1868 = 3328.80 = 3.33 \text{ кВт},$$

Теплота хемосорбции кислых компонентов принимается равной:

$$r_{a \text{ H}_2\text{S}} = 1905 \text{ кДж/кг},$$

$$r_{a \text{ CO}_2} = 1918 \text{ кДж/кг},$$

$$Q_{об} = 3.54 + 3.33 = 6.87 \text{ кВт},$$

Тепловой баланс абсорбера представлен в таблице 10.

Таблица 10 – Тепловой баланс абсорбера

Потоки	кг/ч	t, град.С	Энтальпия кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
$Q_{вс}(\text{исх. газ})$	138.654	30	298.85	11.51
$Q_{ар}(\text{реген. р-р})$	47.554	30	119,1	1.57
$Q_{аобщ}(\text{теплота абсорбции}):$				
H ₂ S	6.698			6.87
CO ₂	6.248			
итого:				19.95
Расход				
$Q_{в0}(\text{очищ. газ})$	125.708	44	309.09	10.79
$Q_{ан}(\text{нас р-р})$	60.500	t _н =31	151.41	Q _{ан} =9.16
итого:				19.95

Расход тепла Q_{A_n} с насыщенным абсорбентом находят на основе теплового баланса абсорбера по формуле:

$$Q_{A_n} = Q_{ПРИХ} - Q_{РАСХ}, \text{ кДж/кг} \quad (15)$$

где $Q_{ПРИХ}$ - общий приход тепла, кДж/кг;

$Q_{РАСХ}$ - общий расход тепла, кДж/кг,

$$Q_{A_n} = 19.95 - 10.79 = 9.16 \text{ кДж/кг},$$

Энтальпия в этом случае рассчитывается по формуле:

$$H_{t_n}^{ж} = \frac{9.16}{60.5} = 151.41 \text{ кДж/ч},$$

Перепад температур раствора МДЭА в промышленных абсорберах аминной очистки газов в зависимости от содержания кислых компонентов в сырье и степени очистки может достигать 70 °С. Для учета зависимости теплоемкости насыщенного абсорбента от температуры, примем, что температура насыщенного абсорбента на 10 °С выше температуры регенерированного раствора:

$$t_H = 35 + 10 = 45^\circ\text{C},$$

Температуру насыщенного абсорбента найдем из уравнения:

$$t_H = \frac{151.41}{3.41} = 44.4 \approx 45^\circ\text{C}$$

Таким образом, найденная величина совпадает с принятой температурой.

5. Расчет диаметра абсорбера

Определяем диаметр абсорбера в наиболее нагруженном нижнем сечении.

Диаметр абсорбера находится по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_C}{\pi \cdot \omega}}, \text{ м} \quad (21)$$

где V_C - секундный расход газа в абсорбер, м³/с;

ω - линейная скорость паров, м/с.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.0103}{3.14 \cdot 0.74}} = 0.133 \text{ м}$$

Диаметр промышленной установки равен 0.14 м.

Находим площадь поперечного сечения абсорбера по формуле:

$$F = \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \text{ м}^2 \quad (22)$$

$$F = \frac{3.14 \cdot 0.133^2}{4} = 0.014 \text{ м}^2$$

Определение диаметра абсорбера необходимо увязывать со смачиваемостью насадки абсорбентом. Связь плотности орошения, от которой существенно зависит полнота смачиваемости насадки, с диаметром абсорбера и расходом абсорбента выражается уравнением:

$$U = \frac{Lo}{0.785 \cdot D}, \text{ м (м}^2 \cdot \text{с)}$$

где U- плотность орошения,

Lo- расход абсорбента, м /с,

С помощью полученной величины U определяю значение коэффициента смачиваемости Y по уравнению:

$$Y = 1 - A \cdot \exp(-m),$$

$$m = C \cdot \left[\frac{4 \cdot U \cdot \rho}{a \cdot \mu} \right]^n$$

где n- показатель степени, величины A, C и n для колец Рашига:

$$A = 1.02, C = 0.16, n = 0.4,$$

a – удельная поверхность,

$$a = \frac{85 \cdot U}{0.0125 + U}$$

Если при данном значении U величина Y близка к единице, то на этом расчет диаметра закончен. После всех операций величина $U = 0.0047$, величина $m = 0.000384$, $Y = 0.99961$. Можно сделать вывод, что насадка выбрана правильно, скорость паров удовлетворительная.

II. Техничко – технологические расчёты ГФУ-300

1. Исходные данные для расчёта. Производительность по сырью, т/год

$$F_{\text{с.с.}} := 6528$$

С учётом, что установка работает 340 дней в году, производственный процесс непрерывный, её производительность, кг/ч

$$F_{\text{мас}} := F \cdot \frac{1000}{340 \cdot 24}$$

$$F_{\text{мас}} = 8000.00 \quad (23)$$

2 Состав сырья, мас. доли и его количество, кг/ч

Таблица 11 – Состав сырья

Этилен	0.0054
Этан	0.0302
Пропилен	0.4903
Пропан	0.1075
Бутилен	0.1132
Бутадиен	0.1283
Пентен	0.0319
Бензол	0.0573
Гептен	0.0359

$$C_{mas} := \begin{pmatrix} 0.0054 \\ 0.0302 \\ 0.4903 \\ 0.1075 \\ 0.1132 \\ 0.1283 \\ 0.0319 \\ 0.0573 \\ 0.0359 \end{pmatrix}$$

$$\sum_I C_{mas_I} = 1.0000$$

$$KF_I := C_{mas_I} \cdot F_{max}$$

(24)

$$KF = \begin{pmatrix} 43.20 \\ 241.60 \\ 3922.40 \\ 860.00 \\ 905.60 \\ 1026.40 \\ 255.20 \\ 458.40 \\ 287.20 \end{pmatrix}$$

3 Максимально допустимое давление в колонне 16,5 атм

Молекулярные массы компонентов сырья, кг/кмоль

$$M := \begin{pmatrix} 28.052 \\ 30.068 \\ 42.078 \\ 44.094 \\ 56.104 \\ 54.088 \\ 70.130 \\ 78.108 \\ 98.182 \end{pmatrix}$$

4. Материальный баланс колонны

Лёгкий ключевой компонент – пропилен, тяжёлый – бутилен

Начальные приближения неизвестных концентраций, мас. доли количеств дистиллята и кубового остатка, кг/ч

$$X_{\text{mas}} := \begin{pmatrix} 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0300 \\ 0.0176 \\ 0.2942 \\ 0.3307 \\ 0.0829 \\ 0.1489 \\ 0.0933 \end{pmatrix} \quad Y_{\text{mas}} := \begin{pmatrix} 0.0088 \\ 0.0491 \\ 0.7767 \\ 0.1637 \\ 0.0010 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \end{pmatrix}$$

$$D_{\text{mas}} := 4916$$

$$R_{\text{mas}} := 3072.6$$

Уравнение материального баланса в общем виде

$$F = D + R, \quad (24)$$

где F - количество питания, кг/ч;

D - количество отбираемого дистиллята, кг/ч;

R - количество отбираемого кубового остатка, кг/ч.

Состав куба, мас. доли

$$X_{\text{mas}} = \begin{pmatrix} 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0300 \\ 0.0176 \\ 0.2942 \\ 0.3307 \\ 0.0829 \\ 0.1489 \\ 0.0933 \end{pmatrix}$$

$$\sum_I X_{\text{mas}_I} = 0.9976$$

Состав дистиллята, мас. доли

$$Y_{\text{mas}} = \begin{pmatrix} 0.0088 \\ 0.0491 \\ 0.7767 \\ 0.1637 \\ 0.0010 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \end{pmatrix}$$

$$\sum_I Y_{\text{mas}_I} = 0.9993$$

Количества дистиллята и кубового остатка, кг

$$D_{\text{mas}} = 4916.00$$

$$R_{\text{mas}} = 3072.61$$

$$F_{\text{mas}} - D_{\text{mas}} - R_{\text{mas}} = -0.0224$$

Покомпонентный состав дистиллята KD и кубового остатка KR, кг/ч

$$KR_I := X_{\text{mas}_I} \cdot R_{\text{mas}} \quad (25)$$

$$KD_I := Y_{\text{mas}_I} \cdot D_{\text{mas}} \quad (26)$$

$$KD = \begin{pmatrix} 43.26 \\ 241.38 \\ 3818.26 \\ 804.75 \\ 4.92 \\ 0.00 \\ 0.00 \\ 0.00 \\ 0.00 \end{pmatrix} \quad KR = \begin{pmatrix} 0.00 \\ 0.00 \\ 92.18 \\ 54.08 \\ 903.96 \\ 1016.11 \\ 254.72 \\ 457.51 \\ 286.67 \end{pmatrix}$$

Сводный материальный баланс приведён в таблице 12

Таблица 12 - Сводный материальный баланс

компонент	питание		дистиллят		кубовый остаток	
	кг/ч	%вес	кг/ч	%вес	кг/ч	%вес
C2H4	43,2	0,54	43,3	0,88	0	0,00
C2H6	241,6	3,02	241,57	4,91	0	0,00
C3H6	3922,4	49,03	3821,36	77,72	92,4	3,01
C3H8	860	10,75	805,4	16,38	54,21	1,76
C4H8	905,6	11,32	4,92	0,10	906,14	29,49
C4H6	1026,4	12,83	0	0,00	1018,56	33,15
C5H10	255,2	3,19	0	0,00	255,33	8,31
C6H6	458,4	5,73	0	0,00	458,61	14,93
C7H14	287,2	3,59	0	0,00	287,36	9,35
Всего	8000	100	4916,55	100,00	3072,61	100,00

Мольный состав сырья, мол. доли

$$C_i := \frac{\frac{C_{mas_i}}{M_i}}{\sum_i \frac{C_{mas_i}}{M_i}} \quad (27)$$

$$C = \begin{pmatrix} 0.0091 \\ 0.0473 \\ 0.5488 \\ 0.1148 \\ 0.0950 \\ 0.1117 \\ 0.0214 \\ 0.0346 \\ 0.0172 \end{pmatrix}$$

$$\sum_I C_I = 1.0000$$

Мольный состав дистиллята, мол. доли

$$Y_I := \frac{\frac{Y_{\text{mas}_I}}{M_I}}{\sum_I \frac{Y_{\text{mas}_I}}{M_I}} \quad (28)$$

$$Y = \begin{pmatrix} 0.0130 \\ 0.0677 \\ 0.7648 \\ 0.1538 \\ 0.0007 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0000 \end{pmatrix}$$

$$\sum_I Y_I = 1.0000$$

Мольный состав кубового остатка, мол. доли

$$X_I := \frac{\frac{X_{\text{mas}_I}}{M_I}}{\sum_I \frac{X_{\text{mas}_I}}{M_I}} \quad (29)$$

$$X = \begin{pmatrix} 0.0000 \\ 0.0000 \\ 0.0432 \\ 0.0242 \\ 0.3176 \\ 0.3704 \\ 0.0716 \\ 0.1155 \\ 0.0576 \end{pmatrix}$$

$$\sum_I X_I = 1.0000$$

Средняя молекулярная масса сырья, кг/кмоль

$$M_{srF} := \sum_I (C_I \cdot M_I) \quad (30)$$

$$M_{srF} = 47.10$$

Средняя молекулярная масса дистиллята, кг/кмоль

$$M_{srD} := \sum_I (Y_I \cdot M_I) \quad (31)$$

$$M_{srD} = 41.40$$

Средняя молекулярная масса кубового остатка, кг/кмоль

$$M_{srR} := \sum_I (X_I \cdot M_I) \quad (32)$$

$$M_{srR} = 60.43$$

Количество сырья, кмоль/час

$$F := \frac{F_{mas}}{M_{srF}}$$

$$F = 245.62 \quad (33)$$

Количество дистиллята, кмоль/час

$$D := \frac{D_{mas}}{M_{srD}} \quad (34)$$

$$D = 172.05$$

Количество кубового остатка, кмоль/час

$$R := \frac{R_{mas}}{M_{srR}} \quad (35)$$

$$R = 73.57$$

5. Расчет основы параметры колона

Таблица 13 - основы параметры колона

№	Параметры	Результаты расчета
1	Расчёт давления в колонне, атм	15,70
	- давление конденсации по закону Рауля	
	- давление наверху колонны (примем на 0.2 атм больше, чем в конденсаторе)	15,90
	- давление в кубе (на 0.5 атм выше, чем наверху),	16,40
2	Расчёт температуры верха, К	311,81
3	Расчёт температуры низа, К	376,289
4	Расчёт минимального и рабочего флегмового числа (по методу Андервуда)	
	- Минимальное флегмовое число	0,4792
	- рабочее флегмовое число	1,0000
6	общее число тарелок в колонне	50
7	Расчёт диаметра	
	- диаметр верхней и нижней частей, м	0,8309 0,9556
8	Расчёт высоты колонны, м	38,1

6. Техничко-технологические расчеты установки НТКР

Производительность установки 96201 кг/ч.

Материальный баланс стадии сепарации представлен в таблице 6.1:

Таблица 14 – Материальный баланс сепарации

Приход	кг/ч	%масс.	Расход	кг/ч	%масс.
Нефтяной газ	96201.00	100	1 Углеводородный газ	91104.8	94.7
			2 Углеводородный конденсат	5096.2	5.3
Итого:	96201.00	100		96201.00	100

Материальный баланс стадии абсорбции представлен в таблице 15.

Таблица 15 - Материальный баланс стадии абсорбции

Приход	кг/ч	% масс.	Расход	кг/ч	%масс.
1 Газ на очистку, в т.ч.:	168028.36	100	1 Очищенный газ, в т.ч.:	166101.47	98.85
- газ	167260.414	99.5	- газ	166101.47	98.85
- сернистые соединения	767.94	0.5	- сернистые соединения	0.000	0.000
2 Поглотитель	25000	14.88	2 Насыщенный поглотитель	25767.946	15.33
			3 Потери	1158.944	0.7
Итого:	193028.36	114.88		193028.36	114.88

Материальный баланс стадии десорбции представлен в таблице 16:

Таблица 16 - Материальный баланс стадии десорбции

Приход	кг/ч	% масс	Расход	кг/ч	%масс
1 Насыщенный поглотитель, в т.ч.:	25767.96	100	1 Регенерированный поглотитель	24635.62	95.62
- поглотитель	25000	97.02	2 Сернистые соединения	767.946	2.98
- сернистые соединения	767.94	2.98	3 Потери	364.374	1.41
Итого:	25767.94	100		25767.94	100

Сводный материальный баланс установки представлен в таблице 17.

Таблица 17 - Сводный материальный баланс установки

Приход	кг/ч	% масс.	Расход	кг/ч	%масс
1 Газ на очистку, в т.ч.:	192401.00	88.50	1 Очищенный газ, в т.ч.:	166101.47	76,40
- газ	191633.06	88.15	- газ	166101.47	76,40
- сернистые соединения	767.94	0.35	- сернистые соединения	0.000	0.00
2 Поглотитель	25000	11.50	2 Регенерированный поглотитель	24635.62	11.33
			3. Сернистые соединения	767.94	0.35
			4. Потери	25895.97	11.92
Итого:	217401.00	100		217401.00	100

Выводы и заключение (Conclusions and conclusion)

Газофракционирующая установка ГФУ-300 предназначена для разделения широкой фракции легких углеводородов, компрессионного бензина и углеводородного конденсата установки низкотемпературной конденсации и ректификации с получением товарных продуктов: фракций пропановой, изобутановой, нормального бутана, суммы пентанов и гексановой, а также полуфабриката – газа деэтанзации.

Список литературы (References):

1. Хаддади Н., Алфаяд А.Г.Х. Обзор существующих технологий получения сжиженного природного газа // Фундаментальные научно-практические исследования: актуальные тенденции и инновации. Сборник научных трудов по материалам XXV Международной научно-практической конференции (г.-к. Анапа, 31 декабря 2021 г.). – Анапа: Изд-во «НИЦ ЭСП» в ЮФО, 2021 - 104 с.
2. Кемалов А.Ф., Кемалов Р.А. Сжиженные природные газы. Технологии производства, транспорта и применения. Экономика: учебное пособие / А.Ф. Кемалов, Р.А. Кемалов, – Казань: Изд-во Казанского (Приволжского) федерального

университета, 2015. – 64 с.

3. Садыков Р.Ф. Уникальный завод Альметьевска // Нефть и жизнь. -2004.-№3.

4. Балыбердина И.Т. Физические методы переработки и использования газа: Учебник для вузов. – М.: Недра, 1988.-248 с.

5. Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов. – М.: Недра, 1980.-293 с.

6. ГОСТ 12.1.013-78. Система стандартов безопасности труда.

7. ГОСТ 12.1.005-88. ПДК вредных веществ в воздухе рабочей зоны.

8. ГОСТ 12.0.003-74. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация факторов.

9. Блябляс А.Н. Технология разделения попутного нефтяного газа в условиях отсутствия развитой инфраструктуры // Сборник материалов III Всероссийской научно-технической конференции аспирантов, магистрантов и молодых ученых с международным участием «Молодые ученые – ускорению научно технического прогресса в XXI веке / Ответственные за выпуск: А.П. Тюрин, А.Н. Домбрачев. Электронное научное издание. Ижевск: Изд-во ИННОВА, 2015. С. 570-573.

10. 3. Фаловский В.И., Хорошев А.С., Шахов А.С. Современный подход к моделированию фазовых превращений углеводородных систем с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона // Известия Самарского научного центра Российской академии наук. 2011. Т. 13, № 4-1. С. 120-125.

11. Клименко А.П. Сжиженные углеводородные газы. Хранение, транспорт, реализация и использование. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Гостоптехиздат, 1962.-420 с.

12. Рамм В.М. Абсорбция газов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1976.-656 с.

13. Гудков С.Ф. переработка углеводородов природных и попутных газов. – М.: Гостоптехиздат, 1960.-174 с.

14. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1984.-592 с.

15. Чуракаев А.М. Низкотемпературная ректификация нефтяного газа. – М.: Недра, 1989.-150 с.

16. Кемпбел Д.М. Очистка и переработка природных газов / Пер. с англ. под ред. Гудкова С.Ф. – М.: Недра, 1977.-349 с.

17. Газофракционирующая установка ГФУ-300: Технологический регламент

- производства продукции / Управление «Татнефтегазпереработка» ОАО «Татнефть».
– 2004.-278 с.
18. Сарданашвили А.Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А.Г. Сарданашвили, А.И. Львова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1980. -256 с.
 19. Мухамадиев А.А. Основы расчетов процессов и аппаратов разделения углеводородных смесей: Методические указания / Казан. гос. технол. ун-т.- Казань, 2004.-72 с.
 20. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – 2-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1974.-344с.
 21. Кузнецов А.А., Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие. – М.: Химия, 1983.-224 с.
 22. Рябцев Н.И. Жидкие углеводородные газы. Часть I. Физико-химические свойства, анализ и получение. – М.: Издательство Министерства коммунального хозяйства РСФСР, 1957.-169 с.
 23. Клименко А.П. Получение этилена из нефти и газа. – М.: Гостоптехиздат, 1962.-236 с.
 24. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособии по проектированию / Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983.-272 с.
 25. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов. / Под ред. Чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова. – 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987.-576с.
 26. Колонна пропановая К-602. Техническое задание ГБ 386.02.000 ТПТЗ. – Министерство тяжелого машиностроения СССР. ЦКБН, 1990.-84с.
 27. Шувалов В.В., Огадтанов Г.А., Голубятников В.А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности. – М.: Химия, 1991.-480 с.
 28. Экономическое обоснование курсовых и дипломных проектов: Методические указания / Сост. В.И. Вольперт. – Казань, 1991.-28 с.
 29. Халиф А.Л., Кельцев Н.В. Отбензинивание попутных нефтяных газов. – М.: Гостоптехиздат, 1955.-145 с.
 30. Суханов В.П. Переработка нефти: Учебник для проф.-техн. учеб. заведений. –

М.: Высшая школа, 1974.-335сч

31. Черный И.Р. Производство сырья для нефтехимических синтезов. – М.: Химия, 1983.-333 с.
32. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2002.-672 с.
33. Полоцкий Л.М., Лапшенков Г.И. Автоматизация химических производств. Теория, расчет и проектирование систем автоматизации. – М.: Химия, 1982.-296с.
34. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др; Под ред. Е.И. Судакова.- 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1979.-568 с.
35. Аналитическая служба «Нефтегазовой вертикали». Нефть и газ России, 2006 // Нефтегазовая вертикаль.- 2007.- №3. – 95 с.
36. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа/ С.А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
37. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти и газа/ П.Г. Баннов. – М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2000. – 224 с.
38. Коротков П.И. Освоение высокопроизводительных установок переработки газа/ П.И. Коротков, В.Г. Сандлер. – М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1975. – 131 с.
39. Багиров И.Т. Высокопроизводительные установки разделения газовых смесей/ И.Т. Багиров. – М.: Химия, 1964. – 132 с.
40. Расина М.Г. Химия и технология нефти и газа / М. Г. Расина, В. Н. Эрих, М. Г. Рудин. - Л.: Химия, 1972. - 464 с
41. Сарданашвили А.Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа/ А.Г. Сарданашвили, А.П. Львова. – М.: Химия, 1980. – 256 с.
42. Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки / Ю. К. Молоканов. - М.: Химия, 1987. - 368 с.
43. Скобло А.И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А. И. Скобло. - М.: Химия, 1982. - 584с.
44. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. - М.: Химия, 1971. - 784 с.
45. Справочник нефтепереработчика/ под ред. Г.А. Ластовкина [и др.]. М.: Химия, 1986. – 648 с.

46. Технологические расчеты установок переработки нефти/ М.А. Танатаров [и др.]. – М.: Химия, 1987. – 352 с.
47. Кувшинский М.Н. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности» / М. Н. Кувшинский, А. П. Соболева. - М.: Высшая школа, 1980. - 223 с.
48. Гельперин Н.И Основные процессы и аппараты химической технологии / Н. И. Гельперин. - М.: Химия, 1981. - 812 с.
49. Романков П.Г. Процессы и аппараты химической промышленности / П. Г. Романков. - Л.: Химия, 1989. - 560 с.
50. Шувалов В.В. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности / В.В. Шувалов, Г.А. Огадтанов, В.А. Голубятников. – М.: Химия, 1991. – 480 с.
51. Автоматические приборы, регуляторы и вычислительные системы: справочное пособие / Б.Д. Кошарский [и др.]. – Л.: Машиностроение, 1976. – 488 с.
52. ТОИ 12.2.659–03. Основные требования и правила ведения технологического процесса производства / ОАО ННПЗ. – Нижнекамск, 1999.-261 с.
53. ПУБЭ 12.3.003 –01. Стандарты требований безопасности к оборудованию / ОАО ННПЗ. – Нижнекамск, 1986. – 123 с.
54. Фарамазов С.А. Оборудование нефтеперерабатывающих заводов и его эксплуатация / С.А. Фарамазов. – М.: Химия, 1984. – 327 с.
55. Медведева В.С. Охрана труда и противопожарная защита в химической промышленности / В. С. Медведев. - М.: Химия, 1989. - 288 с.
56. Девисилов В.А. Охрана труда / В. А. Девисилов. - М.: Форум Инфра - М, 2004. - 400 с.
57. Экономическое обоснование курсовых и дипломных проектов: методические указания/ сост. Ю.Н. Барышев; Казан. гос. технол. ун-т. - Казань, 1996. – 28 с.
58. История Группы Татнефть. Интернет-ресурсы: 26.06.2016 г.
<http://www.tatneft.ru/o-kompanii/istoriyagruppi-tatneft/?lang=ru>.
59. Годовой отчет ПАО «Татнефть» за 2015год. Интернетресурсы: 05.09.2016 г.
http://www.tatneft.ru/storage/block_editor/files/7b015fcff5f44cdcc6b1373b537161c29397b5ac.pdf.
60. Наиль Маганов, Наиль Ибрагимов, Раис Хисамов и др. Опыт разработки мелкозалегающих залежей тяжелой нефти // Oil & Gas Journal Russia, июнь/июль

2015. — С. 60-63.

61. Антон Субботин «Танеко»: от замысла до воплощения // Нефть и жизнь. — 2015. — № 6 (98). — С. 15-18.

62. История Управления «Татнефтегазпереработка». Интернет-ресурсы: 26.06.2016 г. <http://tngp.tatneft.ru/istoriya/?lang=ru>.

63. Фасхутдинов К.Ф. Возникновение и развитие нефтехимической промышленности в Татарской АССР // 40 НЕФТЕПЕРЕРАБОТКА и НЕФТЕХИМИЯ № 11 · 2016 · www.npnh.ru Вестник Казанского технологического университета. — 2013. — № 24, Т. 6. — С. 129-132.

64. Управление «Татнефтегазпереработка». Интернетресурсы: 30.06.2016 г. <http://www.himtrade.ru/passportdescription-966.htm>.

65. Аджиев А.Ю., Пуртов П.А. Подготовка и переработка попутного нефтяного газа в России. Ч. 2. — Краснодар: ЭДВИ, 2014. — С. 239-245.

66. ОАО «Татнефть». Годовой отчет за 2014 год. С. 18. Интернет-ресурсы: http://www.tatneft.ru/storage/block_

[editor/files/ba51e4029f7060e3da0bdf500fbf4389bef1_0a86.pdf](http://www.tatneft.ru/storage/block_editor/files/ba51e4029f7060e3da0bdf500fbf4389bef1_0a86.pdf). 10. Лapidус А.Л., Голубева И.А. Попутный нефтяной газ: проблемы утилизации и экологии // Технологии нефти и газа. — 2013. — № 1 (84). — С. 12-17.

67. Maciej P., Marcin M., Ryszard P., Andrzej P., Kamil K., Marcin P. Liquefied Petroleum Gas (LPG) as a Fuel for Internal Combustion Engines // April 22nd, 2015Reviewed: October 13th, 2015Published: March 24th, 2016.