

**Казанский Федеральный Университет. Кафедра технологии нефти, газа
и углеродных материалов
Kazan Federal University.**

Department of oil & gas technology and carbon materials

**Технико-технологические расчеты абсорбера и очистка газа от
кислых компонентов на основе Кандымского Аккум
месторождения**

**Technical and technological calculations of the absorber and gas
purification from acidic components based on the Kandym Akkum field**

Додоев Каноат Истамович¹, Кемалов Руслан Алимович²,

Dodoev Qanoat Istamovich, Kemalov Ruslan Alimovich

¹магистрант кафедры технологии нефти, газа и углеродных материалов

²кандидат 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

E-mail:qdodoyev@bk.ru, kemalov@mail.ru

Аннотация

Цель данной работы: рассчитать технико-технологические методы очистки газа абсорбера с помощью 25% раствора МЭА и МДЭА на основе Кандымского Аккум газоконденсатного месторождения

Annotation

The purpose of this work: to calculate the technical and technological methods of gas purification of the absorber using a 25% solution of MEA and MDEA based on the Kandym Akkum gas condensate field.

Ключевые слова: парциальное давление кислых компонентов, сероводород, диоксид углерода, равновесные концентрации, молярная масса

Keywords: partial pressure of acidic components, hydrogen sulfide, carbon dioxide, equilibrium concentrations, molar mass

Введение (Introduction)

Мощность газоперерабатывающих предприятий в мире в 2014 году, по данным OGI, увеличилась более чем на 30 млрд. м³/г (1,1 %), до 2,87 трлн. м³/г. Развитие российской газоперерабатывающей промышленности так же демонстрирует положительную динамику по основным показателям как рост объема добычи газа и увеличение коэффициента его полезного использования. Значительная часть прироста производительности была получена благодаря строительству новых мощностей, остальное – благодаря расширению производства на существующих предприятиях [1]

Необходимо отметить влияние состава газа на сложность его подготовки и переработки. В углеводородных газах содержатся значительное количество кислых компонентов газов, паров воды, механические примесей, соли, малые количества нефти и углеводородного конденсата [2].

Содержание влаги в газах отрицательно сказывается на процессах их переработки, ухудшаются основные технико-экономические показатели (ТЭП) работы установки и транспортировки, где выпадение водяного конденсата в трубах приведет к образованию кристаллогидратов. В присутствии кислых компонентов водяные пары способствуют возникновению активных коррозионных процессов. Обычно тяжелые углеводородные газы при тех же условиях содержат меньше водяных паров, чем легкие. Наличие сероводорода (H₂S) и диоксида углерода (CO₂) в составе газа увеличивают содержание паров воды, присутствие азота (N₂) – уменьшает их [2].

Жидкие включения конденсата в газах затрудняют работу установок осушки и низкотемпературной переработки газа, оказывают ударные воздействия на движущиеся части газовых компрессоров, что впоследствии приводит к их преждевременному износу. Таким образом одной из важных стадий переработки газа является его предварительная подготовка. Очистка углеводородных газов от кислых компонентов и инертных газов, а также паров воды затрудняющих процессы переработки, проводится с помощью: адсорбции, абсорбции, каталитических методов, мембранной технологии.

Технологический раздел

В абсорбер поступает нефтяной газ в количестве 100 м³/ч или 800 тыс. м³/год.

Абсорбент поступает в количестве 240.10 кг/ч.

Исходные данные для расчета абсорбера:

- 1 температура в абсорбере - 32°C;
 2 давление – 3.5 кгс/см²;
 2 содержание H₂S в исходном газе –1.97 %об.,
 3 содержание CO₂ в исходном газе 2.8 %об.,
 Состав и количество очищенного газа показаны в таблице 5.1

Таблица 5.1- Состав и количество очищенного газа

	0	1	2	3	4	5
0	"Компанентов"	"ММ"	"% объемных"	"Количество м3/ч"	"Количество кгмоль/ч"	"Количество кг/ч"
1	"CO2"	44	1.62	1.62	"1.62/22.4=0.07"	"0.07*44=3.08"
2	"H2S"	34	0.51	0.51	"0.51/22.4=0.0023"	"0.0023*34=0.0782"
3	"N2"	28	1.7	1.7	"1.7/22.4=0.075"	"0.075*28=2.1"
4	"CH4"	16	90.1	90.1	"90.1/22.4=4.022"	"4.022*16=64.352"
5	"C2H6"	30	3.3	3.3	"3.3/22.4=0.147"	"0.147*30=4.41"
6	"C3H8"	44	0.85	0.85	"0.85/22.4=0.038"	"0.038*44=1.672"
7	"C4H10"	58	0.32	0.32	"0.32/22.4=0.014"	"0.014*58=0.812"
8	"C5H12"	70	1.6	1.6	"1.6/22.4=0.071"	"0.071*70=4.97"
9	"Итого"	324	100	100	4.439	81.474

Расчет абсорбера при использовании 25% - водного раствора моноэтаноламина

Парциальное давление кислых компонентов:

$$P_{H_2S} = (35 * (5.1 * 10^{-3}) * 760) = 135.66$$

$$P_{CO_2} = (35 * 0.016 * 760) = 430.92$$

Определяем равновесные концентрации H₂S и CO₂.

$$Lg_{H_2S} = 2.132$$

$$Lg_{NM} = -0.1$$

Где NM это равновесные концентрации Моляр H₂S/ моляр МЭА=0,79

$$M_{ЭА} = 250/61 = 4.098 = 4.1$$

$$NM1 = 0.79 * 4.1 * 34 = 110.126$$

H₂S на г МЭА где 34 это молярная масса H₂S

$$Lg_{CO_2} = 2.634$$

$$Lg_{CM} = -0.2$$

Где CM это моляр CO₂/ моляр МЭА =0.631

$$CM1 = 0.631 * 4.1 * 44 = 113.832$$

На основании практических данных принимаем насыщение раствора H₂S внизу абсорбера 45 % от равновесного, CO₂- 40 % от равновесного. Принимаем содержание в регенерированном растворе H₂S- 2 г/л, CO₂- 3 г/л.

Содержание H_2S в насыщенном растворе МЭА:

$$H_2S = HM1 * 0.45 = 49.557 \quad \text{или } 50 \text{ г/л}$$

Количество H_2S извлекаемое из газа 1л раствора:

$$NH_2S = H_2S - 2 = 47.557 \quad \text{или } 48 \text{ г/л}$$

Количество CO_2 в насыщенном растворе МЭА:

$$CO_2 = CM1 * 0.4 = 45.533 \quad \text{или } 56 \text{ г/л}$$

$$NCO_2 = CO_2 - 3 = 42.533 \quad \text{или } 43 \text{ г/л}$$

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:

$$GH_2S = 0.0782 * 1000 / 48 = 1.629 \text{ л/ч}$$

$$GCO_2 = 3.08 * 1000 / 43 = 71.628 \text{ л/ч}$$

Общее количество

$$GH_2S + GCO_2 / 1000 = 0.0732 \text{ м}^3/\text{ч}$$

1.1.1. Расчет абсорбера при использовании 25% - водного раствора метилдиэтанолamina

Парциальное давление кислых компонентов

$$PH_2S(1) = (35 * (5.1 * 10^{-3}) * 760) = 135.66$$

$$PCO_2(2) = (35 * 0.016 * 760) = 430.92$$

Определяем равновесные концентрации H_2S и CO_2 .

$$LgH_2S = 2.132$$

$$LgHM = -0.1$$

Где НМ это равновесные концентрации Моляр H_2S / моляр МЭА = 0,79

$$MЭА = 250 / 119.2 = 2.097 \quad \text{или } 2.1$$

$$HM1 = MЭА * 0.79 * 34 = 56.406$$

$$LgCO_2 = 2.634$$

$$LgCM1 = -0.2$$

Где CM это моляр CO_2 / моляр МЭА = 0.631

$$CM1 = 0.631 * MЭА * 44 = 58.304$$

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 МДЭА

$$H_2S1 = HM1 * 0.8 = 45.125 \quad \text{или } 46 \text{ г/л}$$

Количество H_2S извлекаемое из газа 1л раствора:

$$NH_2S1 = H_2S1 - 2 = 43.125 \quad \text{или } 44 \text{ г/л}$$

Количество CO_2 в насыщенном растворе МЭА:

$$CO_21 = CM11 * 0.8 = 46.644 \quad \text{или } 47 \text{ г/л}$$

$$NCO_21 = CO_21 - 3 = 43.644 \quad \text{или } 44 \text{ г/л}$$

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:

$$GH_2S1 = (0.0782 * 1000) / 44 = 1.777$$

$$GCO_21 = (3.08 * 1000) / 44 = 70$$

Общее количество в $m^3/ч$

$$(GH_2S1 + GCO_21) / 1000 = 0.071777$$

Вывод: в ходе проделанных расчётов получил что, использование 25% водного раствора МДЭА выгоднее, чем использование 25% водного раствора МЭА, так как расход МДЭА уменьшается на 66.2%.

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

1.1.2. Расчет материального баланса абсорбера

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

$$GH_2S = 0.0782 * 1000 / 0.071777 * 1000 = 1.089$$

$$\text{а с учетом остаточного содержания } 1.089 + 2 = 3.089 \text{ г/л}$$

$$GCO_2 = 3.08 * 1000 / 0.071777 * 1000 = 42.911$$

$$\text{а с учетом остаточного содержания } 42.911 + 3 = 45.911 \text{ г/л}$$

$$GN_2 = 2/1 * 1000 / 0.071777 * 1000 = 29.257$$

$$GCH_4 = 64.352 * 1000 / 0.071777 * 1000 = 896.555$$

$$GC_2H_6 = 4.41 * 1000 / 0.071777 * 1000 = 61.44$$

$$GC_3H_8 = 1.672 * 1000 / 0.071777 * 1000 = 23.294$$

$$GC_4H_{10}=0.812*1000/0.071777*1000=11.313$$

$$GC_5H_{12}=4.97*1000/0.071777*1000=69.242$$

В насыщенном растворе, выходящем из абсорбера, содержится:

$$GCO_{2наc}=45.911*0.071777=3.295 \text{ кг/ч}$$

$$GH_2S_{наc}=3.089*0.071777=0.222 \text{ кг/ч}$$

$$GMДЭA=250*0.071777=17.944 \text{ кг/ч}$$

$$G_{регeн}=0.017944/0.25=0.072 \text{ кг/ч}$$

$$GN_2наc=2.1 \text{ кг/ч}$$

$$GCH_4наc=64.352 \text{ кг/ч}$$

$$GC_2H_6наc=4.41 \text{ кг/ч}$$

$$G C_3H_8наc=1.672 \text{ кг/ч}$$

$$GC_4H_{10наc}=0.812 \text{ кг/ч}$$

$$GC_5H_{12наc}=4.97 \text{ кг/ч}$$

Таблица 5.2 - Состав и количество насыщенного раствора МДЭА

№	компанентов	Кг/г	Масса.доля	Кмол/час	Мольн.доля
1	CO ₂	3.295	0.154	3.295/44=0.075	0.323
2	H ₂ S	0.222	0.01	6.5*10 ⁻³	0.028
3	МДЭА	17.944	0.836	0.15	0.649
4	Итог	21.461	1	0.232	1

Таблица 5.3- Состав и количество очищенного газа

№	компанентов	Кг/г	Масса. доля	Кмол/час	Мольн.доля
1	N ₂	2.1	0.027	2.1/28=0.075	0.075/5.383=0.014
2	CH ₄	64.352	0.822	4.022	0.747
3	C ₂ H ₆	4.41	0.056	0.147	0.027
4	C ₃ H ₈	1.672	0.021	0.038	7*10 ⁻³
5	C ₄ H ₁₀	0.812	0.01	0.014	3*10 ⁻³
6	C ₅ H ₁₂	4.97	0.064	1.087	0.202
7	Итого	78.316	1	5.383	1

Таблица 5.4- Материальный баланс абсорбера

№	Материальные потоки	Кг/ч	Материальные потоки	Кг/ч
1	Приход Очищаемый газ	81.4742	Расход Очищенный газ	78.316
2	Регенерированный МЭА	18.303	Насыщенный МЭА	21.461
3	Итого	99.777	Итого	99.777

Тепловой баланс абсорбера

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

Уравнение теплового баланса имеет вид

$$Q_{vc} + Q_{ar} + Q_v = Q_{vo} + Q_{an}, \quad (5.1)$$

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

Q_{ar} -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:

Таблица 5.5- Коэффициенты (в кДж/кг) для расчета энтальпии

Наименование	A	B	C	D
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	58.62	5.05	0.0118	-11.079
H ₂ S	1429.21	-1.321	0.316	-167.436
CH ₄	154.152	15.12	0.052	59.62
C ₂ H ₆	58.65	23.63	0.414	56.154
C ₃ H ₈	33.65	26.309	0.538	35.57
C ₄ H ₁₀	34.72	26.08	0.545	39.222
C ₅ H ₁₂	33.59	25.99	0.55	28.207

$A_{i1}=154.15$ $A_{i2}=58.65$ $A_{i3}=33.65$ $A_{i4}=34.72$ $A_{i5}=33.592$ $A_{i7}=58.62$
 $A_{i8}=1429.21$

$B_{i1}=15.12$ $B_{i2}=23.62$ $B_{i3}=26.31$ $B_{i4}=26.08$ $B_{i5}=25.992$ $B_{i7}=5.05$ $B_{i8}=-1.321$

$C_{i1}=0.052$ $C_{i2}=0.414$ $C_{i3}=0.5380$ $C_{i4}=0.545$ $C_{i5}=0.55$ $C_{i7}=0.0118$ $C_{i8}=0.316$

$$Di1=56.52 \quad Di2=56.15 \quad Di3=35.58 \quad Di4=39.22 \quad Di5=28.21 \quad Di7=-11.08$$

$$Di8=-167.436$$

После этого мы найдем Энтальпия идеального газа

$$H_{io_n} = A_{i_n} \cdot (T/100) + B_{i_n} \cdot (T/100)^2 + C_{i_n} \cdot (T/100)^3 + D_{i_n} \cdot (T/100) \quad (5.2)$$

$$H_{io_1}=778.589 \quad H_{io_2}=576.21 \quad H_{io_3}=466.283 \quad H_{io_4}=478.651 \quad H_{io_5}=441.198$$

$$H_{io_7}=190.738 \quad H_{io_8}=3.82 \cdot 10^3$$

$$H_{iosm} = H_{io_1} + H_{io_2} + H_{io_3} + H_{io_4} + H_{io_5} + H_{io_7} + H_{io_8} = 6,752 \cdot 10^3$$

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

$$P_{пр} = \frac{\pi}{P_{п.кр}}, \text{ Па} \quad (5.3)$$

где π - давление в системе, Па;

$P_{п.кр}$ - псевдо критическое давление, Па.

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{п.кр}}, \text{ К} \quad (5.4)$$

где T - температура в системе, К.

Псевдо критические величины давления и температуры рассчитываются по формулам:

$$P_{п.кр} = \sum y_i' \cdot P_{кри}, \text{ Па} \quad (5.5)$$

где y_i' - содержание i -го компонента, моль. доли;

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

$$T_{п.кр} = \sum y_i' \cdot T_{кри}, \text{ К} \quad (5.6)$$

где $T_{кри}$ - критическая температура i -го компонента, К.

$$P_{ПР}=0.011 \quad P=1934$$

$$T_{ПР}=0.825 \quad P_{ПКР}=1934/P_{ПР}=1.758 \cdot 10^5$$

$$T_{КПР}=T/T_{ПР}=367.273$$

Поправка на давление рассчитывается по формуле:

$$H_0=2 \quad H_1=0.55$$

Таблица 5. 6- Для очищенного газа, покидающего абсорбер

Компоненты	Y _i (мол)	P _{kpi}	T _{kpi}	w _i	P _{kpi} *Y _i	T _{kpi} *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
CH ₄	0.2869	4.605	190.55	0.0104	1.321	54.67	0.0030
C ₂ H ₆	0.1740	4.875	305.43	0.0986	0.848	53.14	0.0172
C ₃ H ₈	0.1717	4.248	369.82	0.1524	0.729	63.50	0.0262
C ₄ H ₁₀	0.0622	3.795	425.16	0.2010	0.236	26.44	0.0125
C ₅ H ₁₂	0.0165	3.400	200.00	0.2510	0.056	3.30	0.0041
C ₆ H ₁₄	0.0011	3.200	225.00	0.2960	0.004	0.25	0.0003
Итого:	1.0000			1.0000	4.884	232.77	0.0707

Отсюда мы нашли (w_{см})

$$W_{см} = w_1 * y_1 + w_2 * y_2 + w_3 * y_3 + w_4 * y_4 + w_5 * y_5 + w_6 * y_6 + w_7 * y_7 + w_8 * y_8 = 0.159 \quad (5.7)$$

После этого мы нашли (H_{см})

$$H_{см} = \frac{R_1 * T_{кпр}}{m_w} * (H_0 + w_{см} * H_1) = 361.415 \quad (5.8)$$

Энтальпия очищенного газа:

$$H_{тс} = H_{у_{см}} - H_{см} = 399.844 \quad (5.9)$$

Количество тепла, приходящее с очищенным газом:

Где H_т это Энтальпия

$$C_p = 2.07 * 10^3 \quad Q_{ар} = 18.303 * H_{т} = 1.137 * 10^3 \quad H_{т} = 2.07 * 30 = 62.1$$

$$Q_{вс} = 78.316 * H_{тс} = 3.131 * 10^4 \text{ кДж/ч} \quad \text{или} \quad 3.131 * 10^4 / 3600 = 8.697 \text{ кВт} \quad (5.10)$$

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

$$Q_{H_2S} = 0.0782 * 1905 * 1.163 / 4.1868 = 41.381 \text{ кДж/ч} \quad \text{или} \quad 0.041381 \text{ кВт}$$

$$Q_{CO_2} = 3.08 * 1905 * 1.163 / 4.1868 = 1.641 * 10^3 \text{ кДж/ч} \quad \text{или} \quad 1.641 \text{ кВт}$$

Теплота хемосорбции кислых компонентов принимается равной:

$$га \text{ H}_2\text{S} = 1905 \text{ кДж/кг}$$

$$га \text{ CO}_2 = 1918 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_{об} = 0.041381 + 1.641 = 1.682 \text{ кВт}$$

Тепловой баланс абсорбера представлен в таблице 5. 7.

Таблица 5.7 – Тепловой баланс абсорбера

Потоки	Кг/ч	t,град.С	Энтальпия кДж/кг	Количество тепла,кВт
Приход	81.474	30	399.844	$3.131 \cdot 10^4$
$Q_{vc}(\text{исх.газ})H_{tc}$		30	62.1	$1.137 \cdot 10^3$
$Q_{ap}(\text{реген.р-р})H_t$	18.303			1.682
$Q_{aobc}(\text{теплота абс})$				
H_2S	0.0782			
CO_2	3.080			
Итого:				$3.245 \cdot 10^4$
Расход				
$Q_{v0}(\text{очищ.газ})$	78.316	44	399.844	8.697
$Q_{ap}(\text{нас р-р})$	21.461	$t_n=31$	$1.512 \cdot 10^3$	$Q_{ah}=3.244 \cdot 10^4$
Итого:				$3.245 \cdot 10^4$

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

$$Q_{Ah} = Q_{\text{ПРИХ}} - Q_{\text{РАСХ}}, \text{кДж/кг} \quad (5.11)$$

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

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

$$Q_{Ah} = 3.245 \cdot 10^4 - 8.697 = 3.244 \cdot 10^4 \quad (5.12)$$

Энтальпия в этом случае рассчитывается по формуле:

$$H_{t_n}^{\text{ж}} = \frac{3.244 \cdot 10^4}{21.461} = 1.512 \cdot 10^3 \text{ кДж/ч} \quad (5.13)$$

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:

Температуру насыщенного абсорбента

$t_H = 35 + 10 = 45^\circ\text{C}$, Таким образом, найденная величина совпадает с принятой температурой.

Расчет диаметра абсорбера

Определяем диаметр абсорбера в наиболее нагруженном нижнем сечении. Допустимая скорость паров в свободном сечении абсорбера определяется по формуле:

$$u = 0.305 * c * \sqrt{p_{\Gamma} * (p_{\text{ж}} - p_{\Gamma})}, \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч},$$

$$p_{\text{ж}} = 16.212 \text{ плотность жидкости}$$

$$p_{\Gamma} = 0.759 \text{ плотность газа}$$

$$c = 540 \text{ коэффициент зависящий от расстояния тарелок}$$

$$u = 0.305 * 540 * \sqrt{0.759 * (16.212 - 0.759)} = 564.054, \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч},$$

Линейная скорость паров определяется по формуле:

$$\omega = \frac{u}{p_{\Gamma} * 3600}, \text{ м/с} \quad (5.14)$$

где u - допустимая скорость паров в свободном сечении абсорбера, $\text{кг/м}^2 \cdot \text{ч}$

p_{Γ} - плотность газа, кг/м^3 .

$$\omega = \frac{564.054}{0.759 * 3600} = 0.206, \text{ м/с}$$

Секундный расход газа находится по формуле:

$$V_c = \frac{V_{\Gamma} * (273 + t)}{273 * P * 3600}, \text{ м}^3 / \text{с} \quad (5.15)$$

где V_{Γ} - объем исходного нефтяного газа, $\text{м}^3 / \text{ч}$;

t - температура в аппарате, $^\circ\text{C}$;

P - давление в аппарате, атм.

$$V_{\Gamma} = 100 \quad P = 3 \quad t = 30$$

$$V_c = \frac{100 * (273 + 30)}{273 * 3 * 3600} = 0.01, \text{ м}^3 / \text{с}$$

Диаметр абсорбера находится по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 * V_c}{\pi * \omega}}, \text{ м} \quad (5.16)$$

где V_c - секундный расход газа в абсорбер, $\text{м}^3/\text{с}$;

ω -линейная скорость паров, м/с .

$$D = \sqrt{\frac{4 * 0.01}{3.142 * 0.206}} = 0.252, \text{ м} \quad \text{Диаметр промышленной установки равен 0.3м}$$

Находим площадь поперечного сечения абсорбера по формуле:

$$F = \frac{\pi * D^2}{4}, \text{ м}^2 \quad (5.17)$$

$$F = \frac{3.14 * 0.252^2}{4} = 0.198, \text{ м}^2$$

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

$$U = \frac{L_o}{0.785 * D}, \text{ м} (\text{м}^2 * \text{с}) \quad (5.18)$$

где U - плотность орошения,

L_o - расход абсорбента, $\text{м}^3/\text{с}$,

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

$$L_o = 78.316$$

$$U = \frac{78.316}{0.785 * 0.252} = 396.265, \text{ м} (\text{м}^2 * \text{с})$$

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

$$Y = 1 - A * e^{-m} \quad (5.19)$$

$$m = C * \left[\frac{4 * U * \rho_{ж}}{a * \mu} \right]^n$$

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

$A = 1.02, C = 0.16, n = 0.4, \mu = 0.015,$

a – удельная поверхность,

$$a = \frac{85*U}{0.0125+U} = \frac{85*396.265}{0.0125+396.265} = 84.997$$

$$m = 0.16 * \left[\frac{4*396.265*16.212}{84.997*0.015} \right] 0.4 = 1.29 * 10^3$$

$$Y = 1 - 1.02 * e^{-(1.29*10^3)} = 1$$

Если при данном значении U величина Y близка к единице, то на этом расчет диаметра закончен. После всех операций, величина $U = 396.265$, величина $m = 1.29 * 10^3$, $Y = 1$. Можно сделать вывод, что насадка выбрана правильно, скорость паров удовлетворительная.

Выводы: (Conclusions)

В ходе проделанных расчётов получил что, использование 25% водного раствора МДЭА выгоднее, чем использование 25% водного раствора МЭА, так как расход МДЭА уменьшается на 66.2%.

Результаты (Results)

	0	1	2	3	4	5
0	"Компанентов"	"ММ"	"% объемных"	"Количество м3/ч"	"Количество кгмоль/ч"	"Количество кг/ч"
1	"CO2"	44	1.62	1.62	"1.62/22.4=0.07"	"0.07*44=3.08"
2	"H2S"	34	0.51	0.51	"0.51/22.4=0.023"	"0.023*34=0.782"
3	"N2"	28	1.7	1.7	"1.7/22.4=0.075"	"0.075*28=2.1"
4	"CH4"	16	90.1	90.1	"90.1/22.4=4.022"	"4.022*16=64.352"
5	"C2H6"	30	3.3	3.3	"3.3/22.4=0.147"	"0.147*30=4.41"
6	"C3H8"	44	0.85	0.85	"0.85/22.4=0.038"	"0.038*44=1.672"
7	"C4H10"	58	0.32	0.32	"0.32/22.4=0.014"	"0.014*58=0.812"
8	"C5H12"	70	1.6	1.6	"1.6/22.4=0.071"	"0.071*70=4.97"
9	"Итого"	324	100	100	4.439	81.474

CH4	c1 := 90.1	x1 := $\frac{c1}{100} = 0.901$	p1 := 0.668	m1 := 0.00001028	mm1 := 16.043
C2H6	c2 := 3.3	x2 := $\frac{c2}{100} = 0.033$	p2 := 1.26	m2 := 0.00001223	mm2 := 30.070
C3H8	c3 := 0.85	x3 := $\frac{c3}{100} = 8.5 \times 10^{-3}$	p3 := 1.864	m3 := 0.00000750	mm3 := 44.097
C4H10	c4 := 0.32	x4 := $\frac{c4}{100} = 3.2 \times 10^{-3}$	p4 := 2.495	m4 := 0.00000690	mm4 := 58.123
C5H12	c5 := 1.60	x5 := $\frac{c5}{100} = 0.016$	p5 := 3.221	m5 := 0.00000623	mm5 := 72.150
N2	c6 := 1.7	x6 := $\frac{c6}{100} = 0.017$	p6 := 1.165	m6 := 0.00001665	mm6 := 28.0135
CO2	c7 := 1.62	x7 := $\frac{c7}{100} = 0.016$	p7 := 1.839	m7 := 0.00001367	mm7 := 44.0026
H2S	c8 := 0.51	x8 := $\frac{c8}{100} = 5.1 \times 10^{-3}$	p8 := 1.431	m8 := 0.00001179	mm8 := 34.082

$$mw := mm1 \cdot x1 + mm2 \cdot x2 + mm3 \cdot x3 + mm4 \cdot x4 + mm5 \cdot x5 + mm6 \cdot x6 = 17.639$$

$$mmcm := mm1 + mm2 + mm3 + mm4 + mm5 + mm6 + mm7 + mm8 = 326.581$$

В абсорбер поступает нефтяной газ в количестве 100 м³/ч или 800 тыс. м³/год.
Абсорбент поступает в количестве 240.10 кг/ч.
Исходные данные для расчета абсорбера:

1. температура в абсорбере 32°C;
2. давление 3.5 кг/см²;
3. содержание H2S в исходном газе 0.51%;
4. содержание CO2 в исходном газе 1.62%;

Расчет Абсорбера
Парциальное давление кислых компонентов
 $P_{H2S} := (35 \cdot x8 \cdot 760) = 135.66$

 $P_{CO2} := 35 \cdot x7 \cdot 760 = 430.92$

Равновесные значения для H2S и CO2

 $L_{gH2S} := 2.132$
 $L_{gHM} := -0,1$

где HM моль H2S/моль МЭА=0.79
где молярная масса МЭА=61

следовательно $MЭА := \frac{250}{61} = 4.098$

H₂S на г МЭА где 34 это молярная масса H₂S

$$HM1 := 0.79 \cdot 4.1 \cdot 34 = 110.126$$

$$LgCO_2 := 2.634$$

$$LgCM := -0.2$$

где CM это моль CO₂/моль МЭА=0,631

$$CM1 := 0.631 \cdot 4.1 \cdot 44 = 113.832$$

На основании практических данных принимаем насыщение раствора H₂S внизу абсорбера 45% от равновесного, CO₂ 40% от равновесного.

Содержание H₂S в насыщенном растворе МЭА

$$H_2S := HM1 \cdot 0.45 = 49.557 \quad \text{или } 50 \text{ г/л}$$

Количество H₂S извлекаемого из газа 1л раствора

$$NH_2S := H_2S - 2 = 47.557 \quad \text{или } 48 \text{ г/л}$$

Количество CO₂ в насыщенном растворе МЭА

$$CO_2 := CM1 \cdot 0.4 = 45.533 \quad \text{или } 46 \text{ г/л}$$

Количество CO₂ извлекаемого из газа 1л раствора

$$NCO_2 := CO_2 - 3 = 42.533 \quad \text{или } 43 \text{ г/л}$$

Определяем содержание H₂S и CO₂, извлекаемое из газа. Остаточное содержание H₂S и CO₂ в очищенном газе принимаем равным нулю.

Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения:

$$GH_2S := (0.0782 \cdot 1000) \div 48 = 1.629$$

$$GCO_2 := (3.08 \cdot 1000) \div 43 = 71.628$$

$$GH_2S \text{ } 1.629 \text{ л/ч или } 0.001629 \text{ м}^3/\text{ч}; \text{ } GCO_2 \text{ } 71.628 \text{ л/ч или } 0.071628 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\text{Общее количество: } Побщ = 0.001629 + 0.071628 = 0.0732 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расчет абсорбера при использовании 25% - водного раствора метилдиэтанолamina

$$P_{H_2S} := 35 \cdot x_8 \cdot 760 = 135.66$$

$$P_{CO_2} := 35 \cdot x_7 \cdot 760 = 430.92$$

Равновесные значения для H₂S и CO₂

$$L_{gH_2S} := 2.132$$

$$L_{gHM} := -0,1$$

где HM моль H₂S/моль

$$MДЭА=0.79$$

25%МДЭА, следовательно 250г/л/119.2=2,1

где молярная масса МДЭА=119.2

$$MДЭА := \frac{250}{119.2} = 2.097$$

H₂S на г МЭА где 34 это молярная масса H₂S

$$HM1 := 0.79 \cdot 2.1 \cdot 34 = 56.406$$

$$L_{gCO_2} := 2.634$$

$$L_{gCM} := -0.2$$

где CM это моль CO₂/моль МЭА=0,631

$$CM1 := 0.631 \cdot 2.1 \cdot 44 = 58.304$$

На основании практических данных принимаем насыщение раствора H₂S внизу абсорбера 80% от равновесного, CO₂ 80% от равновесного.

Содержание H₂S в насыщенном растворе МЭА

$$\underline{\underline{H_2S}} := HM1 \cdot 0.8 = 45.125 \quad \text{или } 46 \text{ г/л}$$

Количество H₂S извлекаемого из газа 1л раствора

$$\underline{\underline{NH_2S}} := H_2S - 2 = 43.125 \quad \text{или } 44 \text{ г/л}$$

Количество CO₂ в насыщенном раствора МЭА

$$\underline{\underline{CO_2}} := CM1 \cdot 0.8 = 46.644 \quad \text{или } 47 \text{ г/л}$$

Количество CO₂ извлекаемого из газа 1л раствора

$$\underline{\underline{NCO_2}} := CO_2 - 3 = 43.644 \quad \text{или } 44 \text{ г/л}$$

Определяем содержание H₂S и CO₂, извлекаемое из газа. Остаточное содержание H₂S и CO₂ в очищенном газе принимаем равным нулю.

Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения:

$$\underline{\underline{GH_2S}} := (0.0782 \cdot 1000) \div 44 = 1.777$$

$$\underline{\underline{GCO_2}} := (3.08 \cdot 1000) \div 44 = 70$$

$$GH_2S \text{ } 1.777 \text{ л/ч или } 0.001777 \text{ м}^3/\text{ч}; GCO_2 \text{ } 70 \text{ л/ч или } 0.07 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\text{Общее количество: } Побщ = 0.001777 + 0.07 = 0.071777 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Вывод: в ходе проделанных расчетов получил что, использование 25% водного раствора МДЭА выгоднее, чем использование 25% водного раствора МЭА так как расход МДЭА уменьшается на 66.2%

Расчет материального баланса абсорбера

Определим состав насыщенного раствора МДЭА. Среднее содержание H₂S в насыщенном растворе МДЭА %

$$\underline{\underline{GH_2S}} := \frac{0.0782 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 1.089 \quad \text{а с учетом остаточного содержания } 1.089 + 2 = 3.089 \text{ г/л}$$

$$\underline{\underline{GCO_2}} := \frac{3.08 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 42.911 \quad \text{а с учетом остаточного содержания } 42.911 + 3 = 45.911 \text{ г/л}$$

$$GN2 := \frac{2.1 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 29.257$$

$$GCH4 := \frac{64.352 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 896.555$$

$$GC2H6 := \frac{4.41 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 61.44$$

$$GC3H8 := \frac{1.672 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 23.294$$

$$GC4H10 := \frac{0.812 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 11.313$$

$$GC5H12 := \frac{4.97 \cdot 1000}{0.071777 \cdot 1000} = 69.242$$

В насыщенном растворе, выходящем из абсорбера, содержится:

$$GH2S_{\text{нас}} := 3.089 \cdot 0.071777 = 0.222$$

$$GCO2_{\text{нас}} := 45.911 \cdot 0.071777 = 3.295 \quad \text{кг/ч}$$

$$GMДЭА := 250 \cdot 0.071777 = 17.944 \quad \text{кг/ч}$$

$$G_{\text{реген}} := 0.017944 \div 0.25 = 0.072 \quad \text{кг/ч}$$

$$GN2_{\text{нас}} := GN2 \cdot 0.071777 = 2.1$$

$$GCH4_{\text{нас}} := GCH4 \cdot 0.071777 = 64.352$$

$$GC2H6_{\text{нас}} := GC2H6 \cdot 0.071777 = 4.41$$

$$GC3H8_{\text{нас}} := GC3H8 \cdot 0.071777 = 1.672$$

$$GC4H10_{\text{нас}} := GC4H10 \cdot 0.071777 = 0.812$$

$$GC5H12_{\text{нас}} := GC5H12 \cdot 0.071777 = 4.97$$

:=

	0	1	2	3	4	
0	"Компанентов"	"кг/ч"	"масса ,доля"	"кмоль/час"	"мольн.доля"	
1	"CO2"	3.295	0.154	"3.295/44=0.075"		0.323
2	"H2S"	0.222	0.01	$6.5 \cdot 10^{-3}$		0.028
3	"МДЭА"	17.944	0.836	0.15		0.649
4	"Итого"	21.461	1	0.232		...

:=

	0	1	2	3	4	
0	"Компанентов"	"кг/ч"	"масса ,доля"	"кмоль/час"	"мольн.доля"	
1	"N2"	2.1	0.027	"2.1/28=0.075"	$1.075/5.383=0.014$	
2	"CH4"	64.352	0.822	4.022		0.747
3	"C2H6"	4.41	0.056	0.147		0.027
4	"C3H8"	1.672	0.021	0.038		$7 \cdot 10^{-3}$
5	"C4H10"	0.812	0.01	0.014		$3 \cdot 10^{-3}$
6	"C5H12"	4.97	0.064	1.087		0.202
7	"Итого"	78.316	1	5.383		...

:=

	0	1	2	3	
0	"Материальные потоки"	"кг/ч"	"Материальные потоки"		"кг/ч"
1	"Приход Очищаемый газ"	81.474	"Расход Очищенный газ"		78.316
2	"Регенерированный МЭА"	18.303	"Насыщенный МЭА"		21.461
3	"итого:"	99.777	"итого:"		...

Тепловой баланс абсорбера рассчитывают, чтобы определить температуру насыщенного абсорбента, уходящего из абсорбера.
Уравнение теплового баланса имеет вид

$$Q_{vs} + Q_{ap} + Q_{\theta} := Q_{vo} + Q_{ah}$$

$$\begin{aligned} Ai1 &:= 154.15 & Ai2 &:= 58.65 & Ai3 &:= 33.65 & Ai4 &:= 34.72 & Ai5 &:= 33.59289 \\ Bi1 &:= 15.12 & Bi2 &:= 23.62 & Bi3 &:= 26.31 & Bi4 &:= 26.08 & Bi5 &:= 25.99223 \\ Ci1 &:= 0.0519 & Ci2 &:= 0.4139 & Ci3 &:= 0.5380 & Ci4 &:= 0.5455 & Ci5 &:= 0.55033 \\ Di1 &:= 56.52 & Di2 &:= 56.15 & Di3 &:= 35.58 & Di4 &:= 39.22 & Di5 &:= 28.20799 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ai7 &:= 58.62 & Ai8 &:= 1429.21 \\ Bi7 &:= 5.05 & Bi8 &:= -1.321 \\ Ci7 &:= 0.0118 & Ci8 &:= 0.316 \\ Di7 &:= -11.08 & Di8 &:= -167.436 \end{aligned}$$

$$T := 303 \quad R1 := 8.315$$

$$Hio1 := Ai1 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + Bi1 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + Ci1 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + Di1 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 778.589$$

$$Hio5 := Ai5 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + Bi5 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + Ci5 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + Di5 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 441.198$$

$$Hio2 := Ai2 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + Bi2 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + Ci2 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + Di2 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 576.211$$

$$Hio7 := Ai7 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + Bi7 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + Ci7 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + Di7 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 190.738$$

$$Hio3 := Ai3 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + Bi3 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + Ci3 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + Di3 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 466.283$$

$$Hio8 := Ai8 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + Bi8 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + Ci8 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + Di8 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 3.82 \times 10^3$$

$$Hio4 := Ai4 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + Bi4 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + Ci4 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + Di4 \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 478.651$$

$$Hio_{cm} := Hio1 + Hio2 + Hio3 + Hio4 + Hio5 + Hio7 + Hio8 = 6.752 \times 10^3$$

$$yi1 := \frac{mm1}{mm_{cm}} = 0.049 \quad yi2 := \frac{mm2}{mm_{cm}} = 0.092 \quad yi3 := \frac{mm3}{mm_{cm}} = 0.135 \quad yi4 := \frac{mm4}{mm_{cm}} = 0.178$$

$$yi5 := \frac{mm5}{mm_{cm}} = 0.221 \quad yi6 := \frac{mm6}{mm_{cm}} = 0.086 \quad yi7 := \frac{mm7}{mm_{cm}} = 0.135 \quad yi8 := \frac{mm8}{mm_{cm}} = 0.104$$

$$HY1 := Hio1 \cdot yi1 = 38.247 \quad HY2 := Hio2 \cdot yi2 = 53.055 \quad HY3 := Hio3 \cdot yi3 = 62.96 \quad HY4 := Hio4 \cdot yi4 = 85.187$$

$$HY5 := Hio5 \cdot yi5 = 97.472 \quad HY7 := Hio7 \cdot yi7 = 25.699 \quad HY8 := Hio8 \cdot yi8 = 398.638$$

$$HY_{cm} := HY1 + HY2 + HY3 + HY4 + HY5 + HY7 + HY8 = 761.259$$

Приводенные давления и температуры

$$G_{oc} := Hio_{cm} \div 22.8 = 296.119$$

$$P_{гр} := 0.011$$

$$P := 1934$$

$$T_{гр} := 0.825$$

$$P_{кр} := \frac{1934}{P_{гр}} = 1.758 \times 10^5$$

$$T_{кр} := \frac{T}{T_{гр}} = 367.273$$

Поправка на давление рассчитывается по формуле

$$H0 := 2$$

$$H1 := 0.55$$

Компоненты	Yi(мол)	P _{кри}	T _{кри}	wi	P _{кри} * Yi	T _{кри} * Yi	wi* Yi
CO2	0.0319	7.375	304.20	0.2310	0.235	9.70	0.0074
H2S	0.0441	9.000	373.60	0.0001	0.397	16.48	0.000004
N2	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
C2	0.1740	4.875	305.43	0.0986	0.848	53.14	0.0172
C3	0.1717	4.248	369.82	0.1524	0.729	63.50	0.0262
C4	0.0622	3.795	425.16	0.2010	0.236	26.44	0.0125
C5	0.0165	3.400	200.00	0.2510	0.056	3.30	0.0041
C6	0.0011	3.200	225.00	0.2960	0.004	0.25	0.0003
итого:	1.0000				4.884	232.77	0.0707

$$w1 := 0.0104 \quad w2 := 0.0986 \quad w3 := 0.1524 \quad w4 := 0.2010 \quad w5 := 0.2510 \quad w6 := 0.0004 \quad w7 := 0.1 \quad w8 := 0.2310$$

$$w_{cm} := w1 \cdot y_{i1} + w2 \cdot y_{i2} + w3 \cdot y_{i3} + w4 \cdot y_{i4} + w5 \cdot y_{i5} + w6 \cdot y_{i6} + w7 \cdot y_{i7} + w8 \cdot y_{i8} = 0.159$$

$$H_{cm} := (R1 \cdot T_{kpr}) \div m_w \cdot (H_0 + w_{cm} \cdot H_1) = 361.415$$

Энтальпия очищенного газа:

$$H_{tc} := H_{Y_{cm}} - H_{cm} = 399.844$$

Количество тепла, приходящее с очищенным газом:

$$Q_{vc} := 78.316 \cdot H_{tc} = 3.131 \times 10^4 \quad \text{кДж/ч} \quad 3.131 \cdot 10^4 \div 3600 = 8.697 \quad \text{кВт}$$

$$C_p := 2.07 \cdot 10^3$$

$$H_t := 2.07 \cdot 30 = 62.1$$

$$Q_{ar} := 18.303 \cdot H_t = 1.137 \times 10^3$$

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

$$Q_{H2S} := 0.0782 \cdot 1905 \cdot 1.163 \div 4.1868 = 41.381 \quad 0.041381 \text{ кВт}$$

$$Q_{CO2} := 3.08 \cdot 1918 \cdot 1.163 \div 4.1868 = 1.641 \times 10^3 \quad 1.641 \text{ кВт}$$

Теплота хемсорбции кислых компонентов принимается равной:

га H₂S=1905 кДж/кг

га CO₂=1918 кДж/кг

$$Q_{об} := 0.041381 + 1.641 = 1.682 \quad \text{кВт}$$

Потоки	кг/ч	t, град.С	Энтальпия кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q _{vc} (исх.газ) H _{tc}	81.474	30	399.844	3.131*10 ⁴
Q _{ar} (реген.р-р)H _t	18.303	30	62.1	1.137*10 ³
Q _{общ} (теплота абс)				1.682
H ₂ S	0.0782			
CO ₂	3.080			
итого:				3.245*10 ⁴
Расход				
Q _{v0} (очищ.газ)	78.316	44	399.844	8.697
Q _{ап} (нас р-р)	21.461	t _н =31	1.512*10 ³	Q _{аh} =3.244*10 ⁴
итого:				3.245*10 ⁴

$$Q_{ah} := 3.245 \times 10^4 - 8.697 = 3.244 \times 10^4$$

Энтальпия в этом случае рассчитывается по формуле:

$$H_{Жтн} := \frac{3.244 \times 10^4}{21.461} = 1.512 \times 10^3 \text{ кДж/ч}$$

Перепад температур раствора МДЭА в промышленных абсорберах аминной очистки газов в зависимости от содержания кислых компонентов в сырье и степени очистки может достигать 70⁰С. Для учета зависимости теплоемкости насыщенного абсорбербента от температуры, примем, что температура насыщенного абсорбента на 10⁰С выше температуры регенированного раствора:

t_н=35+10=45⁰С, Таким образом, найденная величина совпадает с принятой температурой.

Расчет диаметра абсорбера

Определяем диаметр абсорбера в наиболее нагруженном нижнем сечении. Допустимая скорость паров в свободном сечении абсорбера определяется по формуле:

$$\begin{aligned} p_{ж} &:= 16.212 && \text{плотность жидкости} \\ p_{г} &:= 0.759 && \text{плотность газа} \\ c &:= 540 && \text{коэффициент зависящий от расстояния тарелок} \end{aligned}$$

$$u := 0.305 \cdot c \cdot \sqrt{p_{г} \cdot (p_{ж} - p_{г})} = 564.054$$

Линейная скорость паров определяется по формуле:

$$\omega := \frac{u}{p_{г} \cdot 3600} = 0.206$$

Секундный расход газа находится по формуле:

$$\begin{aligned} V_{г} &:= 100 && P := 3 && t := 30 \\ V_{с} &:= \frac{V_{г} \cdot (273 + t)}{273 \cdot P \cdot 3600} = 0.01 && \text{м}^3/\text{с} \end{aligned}$$

Диаметр абсорбера находится по формуле:

$$\pi = 3.142$$

$$D := \sqrt{\frac{4 \cdot V_{с}}{\pi \cdot \omega}} = 0.252 \text{ м} \quad \text{Диаметр промышленной установки равен 0.3 м}$$

Находим площадь поперечного сечения абсорбера по формуле:

$$F := \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 0.198 \quad L_0 := 78.316$$

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:

$$U := \frac{L_0}{0.785 \cdot D} = 396.265$$

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

$$A := 1.02 \quad C := 0.16 \quad n := 0.4 \quad \mu := 0.015$$

$$a := \frac{85 \cdot U}{0.0125 + U} = 84.997$$

$$m := C \cdot \left(\frac{4 \cdot U \cdot p_{ж}}{a \cdot \mu} \right)^n = 1.29 \times 10^3$$

$$Y := 1 - A \cdot e^{-\left[\frac{m}{1.29 \times 10^3} \right]} = 1$$

Если при данном значении U величина Y близка к единице, то на этом расчет диаметра закончен. После всех операций, величина $U=396.265$, величина $m=1.29 \times 10^3$ $Y=1$. Можно сделать вывод, что насадка выбрана правильно, скорость паров удовлетворительная.

Список литературы (Bibliography)

1. ФЗ Российской Федерации от 22 июля 2008 г. №123-ФЗ «Технический регламент о требованиях безопасности».
2. Газовые и газоконденсатные месторождения/В.Г.Васильев, В.И Ермаков, И.П Жабрев, и др Под ред И.П Жабрева. 2-ое издание., перераб, и доп. М., Недра, 1983. 375 с
3. Таблицы физических величин. Справочник Под ред акад И.К Кикоина. М.: Атомиздат, 1976-1008 с
4. Интернет ресурс: <http://nedrainform.ru> / Условия поставок газа по Западному маршруту// OIL&GAS JOURNAL.– 2015.№6, 8-9 с
5. Муллахметова Л.И., Черкасова Е.И. Попутный нефтяной газ: подготовка, транспортировка и переработка/ Л.И. Муллахметова // Вестник технологического университета. – 2015. Т18. №19.- С. 83-90