

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 Истамович, Dodoev Qanoat Istamovich ¹

Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich ²

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

УДК 502.7. Шифр научной специальности ВАК: 1.4.12. «Нефтехимия»

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 OGJ, 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 (H_2S) и диоксида углерода (CO_2) в составе газа увеличивают содержание паров воды, присутствие азота (N_2) – 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 (Technology Section)

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 1

Таблица 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=0.023"	"0.023*34=0.782"
3	"N2"	28	1.7	1.7	"1.7/22.4=0.075"	"0.075*28=2.1"
4	"СН4"	16	90.1	90.1	"90.1/22.4=4.022"	"4.022*16=64.352"
5	"С2Н6"	30	3.3	3.3	"3.3/22.4=0.147"	"0.147*30=4.41"
6	"С3Н8"	44	0.85	0.85	"0.85/22.4=0.038"	"0.038*44=1.672"
7	"С4Н10"	58	0.32	0.32	"0.32/22.4=0.014"	"0.014*58=0.812"
8	"С5Н12"	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.

$$Lg_{H_2S} = 2.132; \quad Lg_{HM} = -0.1$$

Где HM это равновесные концентрации Моль H₂S/ моль МЭА=0,79

$$MЭА = 250/61 = 4.098 = 4.1$$

$$HM1 = 0.79 * 4.1 * 34 = 110.126$$

H₂S на г МЭА где 34 это молярная масса H₂S

$$Lg_{CO_2} = 2.634; \quad Lg_{CM} = -0.2$$

где CM это моль CO₂/ моль 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 H₂S в насыщенном растворе МЭА:

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

Количество H₂S извлекаемое из газа 1 л раствора:

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

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

Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения:

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

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

Общее количество

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

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 H₂S и CO₂.

$$LgH_2S = 2.132$$

$$LgHM = -0.1$$

Где HM это равновесные концентрации Моль H₂S/ моль 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 моль CO₂/ моль МЭА =0.631

$$CM1 = 0.631 * MЭА * 44 = 58.304$$

На основании практических данных принимаем насыщение раствора H₂S внизу абсорбера 80 % от равновесного, CO₂- 80 % от равновесного. Принимаем содержание в регенерированном растворе H₂S- 2 г/л, CO₂- 3 г/л.

Содержание H₂S в насыщенном растворе МДЭА

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

Количество H₂S извлекаемое из газа 1л раствора:

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

Количество CO₂ в насыщенном растворе МЭА:

$$CO_21 = CM1 * 0.8 = 46.644 \quad \text{или } 47 \text{ г/л}$$

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

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

Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения:

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

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

Общее количество в м³/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.

Расчет материального баланса абсорбера

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

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

а с учетом остаточного содержания $1.089 + 2 = 3.089$ г/л

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

а с учетом остаточного содержания $42.911 + 3 = 45.911$ 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:

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

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

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

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

$$GN_{2нас} = 2.1 \text{ кг/ч}$$

$$GCH_{4нас} = 64.352 \text{ кг/ч}$$

$$GC_2H_{6нас} = 4.41 \text{ кг/ч}$$

$$GC_3H_{8нас} = 1.672 \text{ кг/ч}$$

$$GC_4H_{10нас} = 0.812 \text{ кг/ч}$$

$$GC_5H_{12нас} = 4.97 \text{ кг/ч}$$

Таблица 5.2 - Состав и количество насыщенного раствора МДЭА

№	Компоненты	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	Итого	21.461	1	0.232	1

Таблица 5.3- Состав и количество очищенного газа

№	Компаненты	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 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

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

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 $t=30^{\circ}\text{C}$

Таблица 5- Коэффициенты (в кДж/кг) для расчета энтальпии

Наименование	A	B	C	Д
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

D_{i1}=56.52 D_{i2}=56.15 D_{i3}=35.58 D_{i4}=39.22 D_{i5}=28.21 D_{i7}=-11.08

D_{i8}=-167.436

После этого мы найдем Энтальпия идеального газа

$$H_{i0n} = A_{in} * (T/100) + B_{in} * (T/100)^2 + C_{in} * (T/100)^3 + D_{in} * (T/100) \quad (2)$$

H_{i01}=778.589 H_{i02}=576.21 H_{i03}=466.283 H_{i04}=478.651 H_{i05}=441.198

H_{i07}=190.738 H_{i08}=3.82*10³

H_{i0см} = H_{i01} + H_{i02} + H_{i03} + H_{i04} + H_{i05} + H_{i07} + H_{i08} = 6,752*10³

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

$$P_{пр} = \frac{\pi}{P_{п.кр}}, \text{ Па} \quad (3)$$

где π - давление в системе, Па;

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

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{п.кр}}, \text{ К} \quad (4)$$

где T - температура в системе, К.

Псевдо критические величины давления и температуры рассчитываются по формулам:

$$P_{п.кр} = \sum y_i' * P_{кри} , \text{Па} \quad (5)$$

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

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

$$T_{п.кр} = \sum y_i' * T_{кри} , \text{К} \quad (6)$$

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

$$P_{ПР}=0.011 \quad P=1934$$

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

$$T_{КПР}=T/T_{ПР}=367.273$$

Поправка на давление рассчитывается по формуле:

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

Таблица 6 - Для очищенного газа, покидающего абсорбер

Компоненты	Y _i (мол)	P _{кри}	T _{кри}	w _i	P _{кри} *Y _i	T _{кри} *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 ($w_{см}$)

$$W_{см}=w_1*y_1+w_2*y_2+w_3*y_3+w_4*y_4+w_5*y_5+w_6*y_6+w_7*y_7+w_8*y_8=0.159 \quad (7)$$

После этого мы нашли ($H_{см}$)

$$H_{см} = \frac{R_1 * T_{кпр}}{m_w} * (H_0 + w_{см} * H_1) = 361.415 \quad (8)$$

Энтальпия очищенного газа:

$$H_{тс}=H_{у_{см}}- H_{см}=399.844 \quad (9)$$

Количество тепла, приходящее с очищенным газом:

Где H_t это Энтальпия

$$C_p = 2.07 \cdot 10^3 \quad Q_{ar} = 18.303 \cdot H_t = 1.137 \cdot 10^3 \quad H_t = 2.07 \cdot 30 = 62.1$$

$$Q_{vc} = 78.316 \cdot H_{tc} = 3.131 \cdot 10^4 \text{ кДж/ч} \quad \text{или} \quad 3.131 \cdot 10^4 / 3600 = 8.697 \text{ кВт} \quad (10)$$

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

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

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

Теплота хемосорбции кислых компонентов принимается равной:

$$g_{a H_2S} = 1905 \text{ кДж/кг}$$

$$g_{a CO_2} = 1918 \text{ кДж/кг}$$

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

Тепловой баланс абсорбера представлен в таблице 7.

Таблица 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	$1.137 \cdot 10^3$
$Q_{ar}(\text{реген.р-р})H_t$	18.303			1.682
$Q_{aобщ}(\text{теплота абс})$				
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
$Q_{an}(\text{нас р-р})$	21.461	$t_H = 31$	$1.512 \cdot 10^3$	$Q_{an} = 3.244 \cdot 10^4$
Итого:				$3.245 \cdot 10^4$

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

$$Q_{an} = Q_{ПРИХ} - Q_{РАСХ}, \text{ кДж/кг} \quad (11)$$

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

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

$$Q_{Ah} = 3.245 * 10^4 - 8.697 = 3.244 * 10^4 \quad (12)$$

Энтальпия в этом случае рассчитывается по формуле:

$$H_{tH}^{\text{ж}} = \frac{3.244 * 10^4}{21.461} = 1.512 * 10^3 \text{ кДж/ч} \quad (13)$$

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:

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

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

$$\rho_{\text{г}} = 0.759 \text{ плотность газа}$$

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

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

Линейная скорость паров определяется по формуле:

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

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

ρ_{Γ} - плотность газа, кг/м^3 .

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

Секундный расход газа находится по формуле:

$$V_c = \frac{V_{\Gamma} \cdot (273 + t)}{273 \cdot P \cdot 3600}, \text{ м}^3/\text{с} \quad (15)$$

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

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

P - давление в аппарате, атм.

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

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

Диаметр абсорбера находится по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_c}{\pi \cdot \omega}}, \text{ м} \quad (16)$$

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

ω - линейная скорость паров, м/с .

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

Находим площадь поперечного сечения абсорбера по формуле:

$$F = \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \text{ м}^2 \quad (17)$$

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

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:

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

где U- плотность орошения,

L_o- расход абсорбента, м /с,

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

$$L_o = 78.316$$

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

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

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

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

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

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

a – удельная поверхность,

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

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

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

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%.

Конфликт интересов (Conflict of interest)

Авторы подтверждают, что представленные данные не содержат конфликта интересов.

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=0.0023"	"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

$$\begin{aligned} \text{CH}_4 \quad c_1 &:= 90.1 & x_1 &:= \frac{c_1}{100} = 0.901 & p_1 &:= 0.668 & m_1 &:= 0.00001028 & mm_1 &:= 16.043 \\ \text{C}_2\text{H}_6 \quad c_2 &:= 3.3 & x_2 &:= \frac{c_2}{100} = 0.033 & p_2 &:= 1.26 & m_2 &:= 0.00001223 & mm_2 &:= 30.070 \\ \text{C}_3\text{H}_8 \quad c_3 &:= 0.85 & x_3 &:= \frac{c_3}{100} = 8.5 \times 10^{-3} & p_3 &:= 1.864 & m_3 &:= 0.00000750 & mm_3 &:= 44.097 \\ \text{C}_4\text{H}_{10} \quad c_4 &:= 0.32 & x_4 &:= \frac{c_4}{100} = 3.2 \times 10^{-3} & p_4 &:= 2.495 & m_4 &:= 0.00000690 & mm_4 &:= 58.123 \\ \text{C}_5\text{H}_{12} \quad c_5 &:= 1.60 & x_5 &:= \frac{c_5}{100} = 0.016 & p_5 &:= 3.221 & m_5 &:= 0.00000623 & mm_5 &:= 72.150 \\ \text{N}_2 \quad c_6 &:= 1.7 & x_6 &:= \frac{c_6}{100} = 0.017 & p_6 &:= 1.165 & m_6 &:= 0.00001665 & mm_6 &:= 28.0135 \\ \text{CO}_2 \quad c_7 &:= 1.62 & x_7 &:= \frac{c_7}{100} = 0.016 & p_7 &:= 1.839 & m_7 &:= 0.00001367 & mm_7 &:= 44.0026 \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{S} \quad c_8 := 0.51 \quad x_8 := \frac{c_8}{100} = 5.1 \times 10^{-3} \quad p_8 := 1.431 \quad m_8 := 0.00001179 \quad mm_8 := 34.082$$

$$mw := mm_1 \cdot x_1 + mm_2 \cdot x_2 + mm_3 \cdot x_3 + mm_4 \cdot x_4 + mm_5 \cdot x_5 + mm_6 \cdot x_6 = 17.639$$

$$mm_{\text{см}} := mm_1 + mm_2 + mm_3 + mm_4 + mm_5 + mm_6 + mm_7 + mm_8 = 326.581$$

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

$$p_{\text{H}_2\text{S}} := (35 \cdot x_8 \cdot 760) = 135.66$$

$$p_{\text{CO}_2} := 35 \cdot x_7 \cdot 760 = 430.92$$

Равновесные значения для H₂S и CO₂

$$L_{\text{gH}_2\text{S}} := 2.132$$

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

где HM моль H₂S/моль МЭА=0.79

где молярная масса МЭА=61

$$\text{следовательно} \quad \text{МЭА} := \frac{250}{61} = 4.098$$

H₂S на г МЭА где 34 это молярная масса H₂S

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

$$LgCO2 := 2.634$$

$$LgCM := -0.2$$

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

$$H2S := HM1 \cdot 0.45 = 49.557 \quad \text{или } 50\text{г/л}$$

Количество H₂S извлекаемого из газа 1л раствора

$$NH2S := H2S - 2 = 47.557 \quad \text{или } 48\text{г/л}$$

Количество CO₂ в насыщенном растворе МЭА

$$CO2 := CM1 \cdot 0.4 = 45.533 \quad \text{или } 46\text{г/л}$$

Количество CO₂ извлекаемого из газа 1л раствора

$$NCO2 := CO2 - 3 = 42.533 \quad \text{или } 43\text{г/л}$$

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:

$$GH2S := (0.0782 \cdot 1000) \div 48 = 1.629$$

$$GCO2 := (3.08 \cdot 1000) \div 43 = 71.628$$

GH₂S 1.629л/ч или 0.001629 м³/ч; GCO₂ 71.628 л/ч или 0.071628 м³/ч

Общее количество: Побщ=0.001629+0.071628=0.0732 м³/ч

Расчет абсорбера при использовании 25% - водного раствора метилдиэтанолamina

$$PH_2S := 35 \cdot x_8 \cdot 760 = 135.66$$

$$PCO_2 := 35 \cdot x_7 \cdot 760 = 430.92$$

Равновесные значения для H₂S и CO₂

$$LgH_2S := 2.132$$

$$LgHM := -0,1$$

где HM моль H₂S/моль

$$MДЭА=0.79$$

25%MДЭА, следовательно $250\text{г/л}/119.2=2,1$

где молярная масса MДЭА=119.2

$$MДЭА := \frac{250}{119.2} = 2.097$$

H₂S на г МЭА где 34 это молярная масса H₂S

$$HM_1 := 0.79 \cdot 2.1 \cdot 34 = 56.406$$

$$LgCO_2 := 2.634$$

$$LgCM := -0.2$$

где CM это моль CO₂/моль МЭА=0,631

$$CM_1 := 0.631 \cdot 2.1 \cdot 44 = 58.304$$

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

Содержание H₂S в насыщенном растворе МЭА

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

Количество H₂S извлекаемого из газа 1л раствора

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

Количество CO₂ в насыщенном раствора МЭА

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

Количество CO₂ извлекаемого из газа 1л раствора

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

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

Количество регенерированного раствора МЭА, необходимого для поглощения:

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

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

GH₂S 1.777л/ч или 0.001777 м³/ч; GCO₂ 70 л/ч или 0.07 м³/ч

Общее количество: Побщ=0.001777+0.07=0.071777 м³/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 %

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

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

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

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

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

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

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

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

В насыщенном растворе, выходящем из абсорбера, содержится:

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

	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"	$0.075/5.383=0.014$
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

$$Q_{vs} + Q_{ap} + Q_b := Q_{vo} + Q_{ah}$$

$$\begin{aligned} A_{i1} &:= 154.15 & A_{i2} &:= 58.65 & A_{i3} &:= 33.65 & A_{i4} &:= 34.72 & A_{i5} &:= 33.59289 \\ B_{i1} &:= 15.12 & B_{i2} &:= 23.62 & B_{i3} &:= 26.31 & B_{i4} &:= 26.08 & B_{i5} &:= 25.99223 \\ C_{i1} &:= 0.0519 & C_{i2} &:= 0.4139 & C_{i3} &:= 0.5380 & C_{i4} &:= 0.5455 & C_{i5} &:= 0.55033 \\ D_{i1} &:= 56.52 & D_{i2} &:= 56.15 & D_{i3} &:= 35.58 & D_{i4} &:= 39.22 & D_{i5} &:= 28.20799 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{i7} &:= 58.62 & A_{i8} &:= 1429.21 \\ B_{i7} &:= 5.05 & B_{i8} &:= -1.321 \\ C_{i7} &:= 0.0118 & C_{i8} &:= 0.316 \\ D_{i7} &:= -11.08 & D_{i8} &:= -167.436 \end{aligned}$$

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

$$H_{io1} := A_{i1} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i1} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i1} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i1} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 778.589$$

$$H_{io5} := A_{i5} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i5} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i5} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i5} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 441.198$$

$$H_{io2} := A_{i2} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i2} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i2} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i2} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 576.211$$

$$H_{io7} := A_{i7} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i7} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i7} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i7} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 190.738$$

$$H_{io3} := A_{i3} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i3} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i3} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i3} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 466.283$$

$$H_{io8} := A_{i8} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i8} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i8} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i8} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 3.82 \times 10^3$$

$$H_{io4} := A_{i4} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i4} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i4} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i4} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) = 478.651$$

$$H_{io\text{см}} := H_{io1} + H_{io2} + H_{io3} + H_{io4} + H_{io5} + H_{io7} + H_{io8} = 6.752 \times 10^3$$

$$y_{i1} := \frac{mm1}{mm\text{см}} = 0.049 \quad y_{i2} := \frac{mm2}{mm\text{см}} = 0.092 \quad y_{i3} := \frac{mm3}{mm\text{см}} = 0.135 \quad y_{i4} := \frac{mm4}{mm\text{см}} = 0.178$$

$$y_{i5} := \frac{mm5}{mm\text{см}} = 0.221 \quad y_{i6} := \frac{mm6}{mm\text{см}} = 0.086 \quad y_{i7} := \frac{mm7}{mm\text{см}} = 0.135 \quad y_{i8} := \frac{mm8}{mm\text{см}} = 0.104$$

$$HY1 := H_{io1} \cdot y_{i1} = 38.247 \quad HY2 := H_{io2} \cdot y_{i2} = 53.055 \quad HY3 := H_{io3} \cdot y_{i3} = 62.96 \quad HY4 := H_{io4} \cdot y_{i4} = 85.187$$

$$HY5 := H_{io5} \cdot y_{i5} = 97.472 \quad HY7 := H_{io7} \cdot y_{i7} = 25.699 \quad HY8 := H_{io8} \cdot y_{i8} = 398.638$$

$$HY_{\text{см}} := HY1 + HY2 + HY3 + HY4 + HY5 + HY7 + HY8 = 761.259$$

Приводенные давления и температуры

$$\begin{aligned} P_{\text{пр}} &:= 0.011 & P &:= 1934 \\ T_{\text{пр}} &:= 0.825 \end{aligned}$$

$$\text{Гоч} := H_{io\text{см}} \div 22.8 = 296.119$$

$$P_{\text{пкр}} := \frac{1934}{P_{\text{пр}}} = 1.758 \times 10^5$$

$$T_{\text{кпр}} := \frac{T}{T_{\text{пр}}} = 367.273$$

Поправка на давление рассчитывается по формуле

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

Компоненты	Yi(мол)	Pкрі	Tкрі	wi	Pкрі* Yi	Tкрі* 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

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

$$w_{cm} := w1 \cdot y1 + w2 \cdot y2 + w3 \cdot y3 + w4 \cdot y4 + w5 \cdot y5 + w6 \cdot y6 + w7 \cdot y7 + w8 \cdot y8 = 0.159$$

$$H_{cm} := (R1 \cdot T_{кпр}) + m \cdot w \cdot (H_0 + w_{cm} \cdot H1) = 361.415$$

Энтальпия очищенного газа:

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

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 хемосорбции 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 _{аобщ} (теплота абс)				1.682
H _{2S}	0.0782			
CO ₂	3.080			
итого:				3.245*10 ⁴
Расход				
Q _{v0} (очищ.газ)	78.316	44	399.844	8.697
Q _{ан} (нас р-р)	21.461	t _n =31	1.512*10 ³	Q _{ан} =3.244*10 ⁴
итого:				3.245*10 ⁴

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

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

Расчет диаметра абсорбера

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

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

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

Линейная скорость паров определяется по формуле:

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

Секундный расход газа находится по формуле:

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

Диаметр абсорбера находится по формуле:

$$\pi = 3.142$$

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

Находим площадь поперечного сечения абсорбера по формуле:

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

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:

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

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

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

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

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*10³ Y=1. Можно сделать вывод, что насадка выбрана правильно, скорость паров удовлетворительная.

Библиография (Bibliography)

1. Рабинович, Г. Г. Расчёты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Рабинович Г. Г., Рябых П. М., Хохряков П.А. – Москва : Химия, 1979. - 568с. – Текст : непосредственный.
2. Васильев, В.Г. Газовые и газоконденсатные месторождения/В.Г. Васильев, В.И. Ермаков, И.П. Жабрев. Москва : Недра, 1983 - 375 с. – Текст : непосредственный.
3. Кикоина, И.К. Справочник : справочное пособие / Кикоина И.К – Москва : Атомиздат, 1976 - 1008 с. – Текст : непосредственный.
4. Суханов, В. П. Переработка нефти : учебник / В. П. Суханов.-Москва :Высшая школа, 1974.-336 с. – Библиогр : с. 334. – Текст : непосредственный.
5. Бабичев, А.П. Физические величины : справочник / А.П. Бабичев И.С. Григорьева, Е.З. Мейлихова. – Москва : Энергоатомиздат, 1991.–1231 с. – Текст : непосредственный.