

**Казанский федеральный университет**

**Кафедра технологии нефти, газа и углеродных материалов**

**Kazan Federal University**

**Department of oil & gas technology and carbon materials**

**Расчет точки росы, абсорбера и ГФУ в примере Кандымского  
газоконденсатного месторождения**

**Calculation of dew point, absorber and GFU (gas fractionation unit) in the  
example of the Kandym gas condensate field**

**Тулибаев Азимжон Нематжонович, Tulibaev Azimjon Nematjonovich <sup>1</sup>**

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

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

кандидат технических наук, доцент кафедры технологии нефти, газа и углеродных  
материалов, Член Экспертного совета Российского газового общества (РГО),  
и.о.руководителя группы «Водородная и альтернативная РГО, профессор РАЕ<sup>2</sup>

E-mail: Tulibaye777@gmail.com<sup>1</sup>, kemalov@mail.ru<sup>2</sup>

**Аннотация:** Целью данной статьи определение точки росы, расчет абсорбера и расчет ГФУ по примеру Кандымского газоконденсатного месторождения.

**Abstract:** The purpose of this article is to determine the dew point, calculate the absorber and calculate the GFU (gas fractionation unit) following the example of the Kandym gas condensate field.

**Ключевые слова:** газовый конденсат, парафиноотложение, однофазность, газонасыщенность, псевдокомпоненты, хроматография, плотность, риформинг, октановое число.

**Keywords:** gas condensate, wax deposition, single phase, gas saturation, pseudocomponents, chromatography, density, reforming, octane number.

#### **ВВЕДЕНИЕ (INTRODUCTION)**

Газовый конденсат — это особая связующая жидкость, получаемая из пластов при критических и сверхкритических температурах. Это жидкий

продукт, конденсирующийся из газовой фазы в поверхностных сепараторах при добыче газа. Газовый конденсат обычно существует в газообразном состоянии или в начальных пластовых условиях. Однако в процессе производства происходит обмен газовой фазы на двухфазную смесь, состоящую из газовой фазы и жидкой фазы, жидкая фаза называется конденсатом. Газовый конденсат, извлеченный из нефтяного газа, может быть, используется для смешивания с тяжелой сырой нефтью и последующей дистилляции для получения транспортного топлива. Удаление серы из транспортных топлив было санкционировано правительствами во всем мире с целью уменьшения загрязнения атмосферы соединениями серы.

Соединения серы обычно известны как наиболее опасные и печально известные загрязнители нефти.

В сырой нефти обнаружено более 195 типов соединений серы, таких как сероводород, дисульфиды и органические сульфиды, бензотиофен, дибензотиофен и их алкилированные соединения производные. Во время горения эти соединения выделяют оксиды серы ( $SO_x$ ) и сульфатные частицы попадают в атмосферу, что может привести к серьезным проблемам загрязнения воздуха и выпадению кислотных дождей. Из-за истощения запасов пресной нефти и газа производители нефти и газа по всему миру вынуждены использовать скважины с кислой нефтью и газом. Некоторые процессы могут привести к чрезмерному выделению соединений серы в атмосферу.

Растущая озабоченность экологическими процессами вынуждает правительства принимать правила ограничения допустимых пороговые значения содержания серы. Законодательство о 15 и 10 промилле в качестве допустимых стандартных уровней соединений серы для дизельного топлива в США и Европе, соответственно, отражает усилия по созданию сверхчистых топлив. Таким образом, установки для обессеривания становятся неотъемлемой частью нефтеперерабатывающих заводов. В настоящее время гидрообессеривание (HDS) технология является практически доминирующим процессом десульфуризации, который широко используется в мире [3]. Этот процесс основан на поверхностной адсорбции соединений серы на

соответствующих металлических поверхностях катализатора. Последующее гидрирование соответствующие соединения серы происходят при высоком парциальном давлении водорода и высокой температуре.

Таким образом, соединения серы превращаются в соответствующие углеводороды и сероводородный газ в качестве побочного продукта. Недавние исследования показали, что эффективность удаления серы в процессе HDS зависит от химической структуры и объемности соединений серы, участвующих в гидродесульфурации. В то время как HDS успешно десульфурит алифатические тиолы, меркаптаны, тиоэфиры, сульфиды и дисульфиды, этот процесс менее эффективен в удаление алкилированных ароматических соединений серы, таких как дибензотиофен и его производные. На практике первые соединения серы должны быть адсорбированы на поверхности металлического катализатора для гидрирования. Очевидно, что стерическое препятствие для алкилированных ароматических соединений серы ограничивает соответствующую адсорбцию этих соединений на каталитической поверхности. Хотя были предложены более жесткие условия эксплуатации для повышения эффективности процесса HDS для этих стерически затрудненных соединений серы, такое отношение обычно отвергается из-за резкого увеличения как инвестиционных, так и эксплуатационных расходов. С другой стороны, для достижения сверхнизкого содержания серы с помощью современной технологии гидродесульфурации (HDS) применение более высокой температуры, более высокого давления, большего объема реактора и более активных катализаторов является очень дорогостоящим, опасным, и дезактивация катализатора гидроочистки происходит со временем в процессе производства. Основной причиной дезактивации катализатора является отложение кокса. Процесс окислительной десульфурации (OPB) можно рассматривать как альтернативный процесс для метода HDS.

Процесс OPB состоит из двух следующих последовательных этапов:

(а) Сначала соединения серы окисляются до их соответствующих сульфоксидов или сульфонов с помощью окислителя.

(б) затем высокополяризованные сульфоксиды или сульфоны экстрагируются соответствующим полярным растворителем или адсорбируются на сорбентах высокой емкости.

Большинство известных систем окислительной десульфурзации включают использование нерастворимых в масле окислителей,  $H_2O_2$  или пероксида, в результате чего получается двухфазная система масло–водный раствор. Эта двухфазная система ограничивает массоперенос через двухфазная граница раздела в процессе окисления, что приводит к уменьшению скорости окисления. Разделение фаз жидкость–жидкость после окисления обычно приводит к потере мазута на этой стадии. Оставшиеся сульфоны в масляной фазе необходимо дополнительно удалять путем адсорбции и отвода, что также приводит к потере мазута. Также в некоторых исследованиях органические пероксидные соединения с однофазным процессом или реактор с неподвижным слоем с гетерогенный окислительный катализатор используется для стадии окисления в процессе ОРВ. Водорастворимая кислота или основание, используемые в качестве катализатора в двухфазной системе, также вызывают коррозию оборудования. Чтобы избежать этих проблем, некоторые исследователи исследовали системы, использующие адсорбенты для селективного удаления соединений серы в жидких углеводородных топливах, что является одним из перспективных подходов, поскольку этот процесс может проводиться в условиях окружающей среды без использования дорогостоящего материала и дополнительного процесса для HDS и ODS и других методов десульфурзации. Как хорошо известно, жидкий углеводородные топлива содержат не только соединения серы, но и большое количество ароматических соединений, которые имеют структуру ароматического каркаса, аналогичную сосуществующим соединениям серы. Эта неотъемлемая проблема создает серьезную проблему при разработке эффективного адсорбента с высокой адсорбционной селективностью по соединениям серы.

Молярное соотношение Si/Al цеолита играет важную роль в эффективности применения, каркасе, свойствах кристаллических частиц и распределение каналов, влияющих на критерии адсорбции. Чем выше

соотношение Si/Al в цеолитах, тем ниже катионообменная способность и уменьшение молярного соотношения Si/Al приводит к увеличению десульфурации.

В настоящем исследовании исследуется влияние воды, ароматических соединений и реального сырья на оптимальный сорбент, который был синтезирован и улучшен (4,5% иона Ag, температура прокаливания 427 ° C и рабочая температура 74 ° C) в предыдущем исследовании и приведены изотермы адсорбции и условия регенерации [1].

## Материалы и методы исследования (Materials and Methods)

### Определение точки росы

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<sub>2</sub>S) и диоксида углерода (CO<sub>2</sub>) в составе газа увеличивают содержание паров воды, присутствие азота (N<sub>2</sub>) – 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.

Точка росы определяется как полностью паровая система, содержащая только одну неопределенно малую каплю жидкости. В этом случае состав паров эквивалентен составу исходной смеси. Поэтому

$$\sum_{x_i=1,0} y_i . \quad (2.1)$$

Однако для расчетного метода необходимо задаться некоторой долей отгона.

Сначала мы задались долей отгона, равной 0,999, но в программной оболочке MathCAD есть возможность расчета с разной долей отгона. А программная оболочка Chemcad рассматривает температуру точки росы 0,99999. Мы взяли долю отгона, равной 0,9999.

Следующим вопросом стоял перед нами выбор модели расчета паро-

жидкостного равновесия. Есть много уравнений для его расчета: уравнение идеального состояния, уравнение состояния Ван дер Вальса. Есть и более современные и точные, такие как кубические уравнения состояния Соаванга и Пэнг-Робинсона. Анализ литературы показал, что из всех этих

моделей самым точным является метод Пэнг-Робинсона. Однако расчет, предусмотренный этим методом достаточно сложен, а разница между расчетом с использованием уравнений идеального состояния и Пэнг-Робинсона отличается ненамного. Исходя из этого мы приняли решение использовать в расчете парожидкостного равновесия уравнение идеального состояния.

Давление насыщенных паров компонентов смеси рассчитали по уравнению Антуана (формула 2.2), так как точность этого уравнения не ниже 0,01 %

$$P_{vp_i} := \frac{e^{A_i - \frac{B_i}{C_i + T_n}}}{760} \quad (2.2)$$

где  $A_i$ ,  $B_i$ ,  $C_i$  – константы Антуана компонента смеси, которые были взяты из программной среды Chemcad,

$T_n$  – начальное приближение температуры точки росы.

По известным давлениям насыщенных паров и давлению в системе нашли константы фазового равновесия по формуле 2.3:

$$K_i = P_{vp_i} / P \quad (2.3)$$

где  $P_{vp_i}$  – ранее найденное давление насыщенных паров компонента смеси,  
 $P$  – давление в системе.

Учитывая, что сумма всех молярных долей (а для газов и объемных долей) в любом потоке должна быть равна единице, получаем

$$\sum_i z z_i = 1 \quad (2.4)$$



где  $z_i$  находим по формуле 2.5:

$$zz_i := \frac{obd_i}{1 + E \cdot (K_i - 1)} \quad (2.5)$$

где  $K_i$  – константа фазового равновесия компонента,

$E$  – доля отгона,

$obd_i$  – объемная доля компонента смеси, которая находится по формуле

$$obd_i := \frac{\frac{masd_i}{mm_i}}{\sum_i \frac{masd_i}{mm_i}} \quad (2.6)$$

где  $masd_i$  – массовая доля компонента смеси,

$mm_i$  – молекулярная масса компонента смеси.

Суммируем полученные  $zz_i$ . Уменьшая температуру на 0,001 градуса, находим ту температуру, которая будет удовлетворять условию формулы 2.4. Шаг температуры выбран не случайно. Если шаг будет меньше ЭВМ не сможет найти эту температуру, так как мы ввели погрешность расчета  $10^{-4}$ , и эта температура будет «проскакивать» через больший интервал.

Для расчета температуры точки росы влаги обнуляем содержание воды в исходной смеси и пересчитываем массовые доли компонентов смеси по формуле 2.7:

$$masd_i := \frac{masd_i}{\sum_i masd_i} \quad (2.7)$$

Уже по новым значениям массовых долей компонентов пересчитываем и объемные доли и по формуле 2.8.

$$obd_i := \frac{\frac{masd_i}{mm_i}}{\sum_i \frac{masd_i}{mm_i}} \quad (2.8)$$

Природные углеводородные газы до осушки имеют в составе и воду, поэтому при определении температуры точки росы необходимо иметь это ввиду.

Следующий вопрос, который необходимо было решить во время хода дипломной работы – это по какому основанию судить о температуре точки росы влаги и углеводородов. Взяв на себя ответственность, мы предположили, что, если в конденсате содержание воды будет больше 5%, то эту температуру можно считать точкой росы по влаге. Иначе точкой росы по углеводородам.

С учетом всех этих соображений нами были составлены алгоритмы, нарисованные на рисунках 1 и 2.

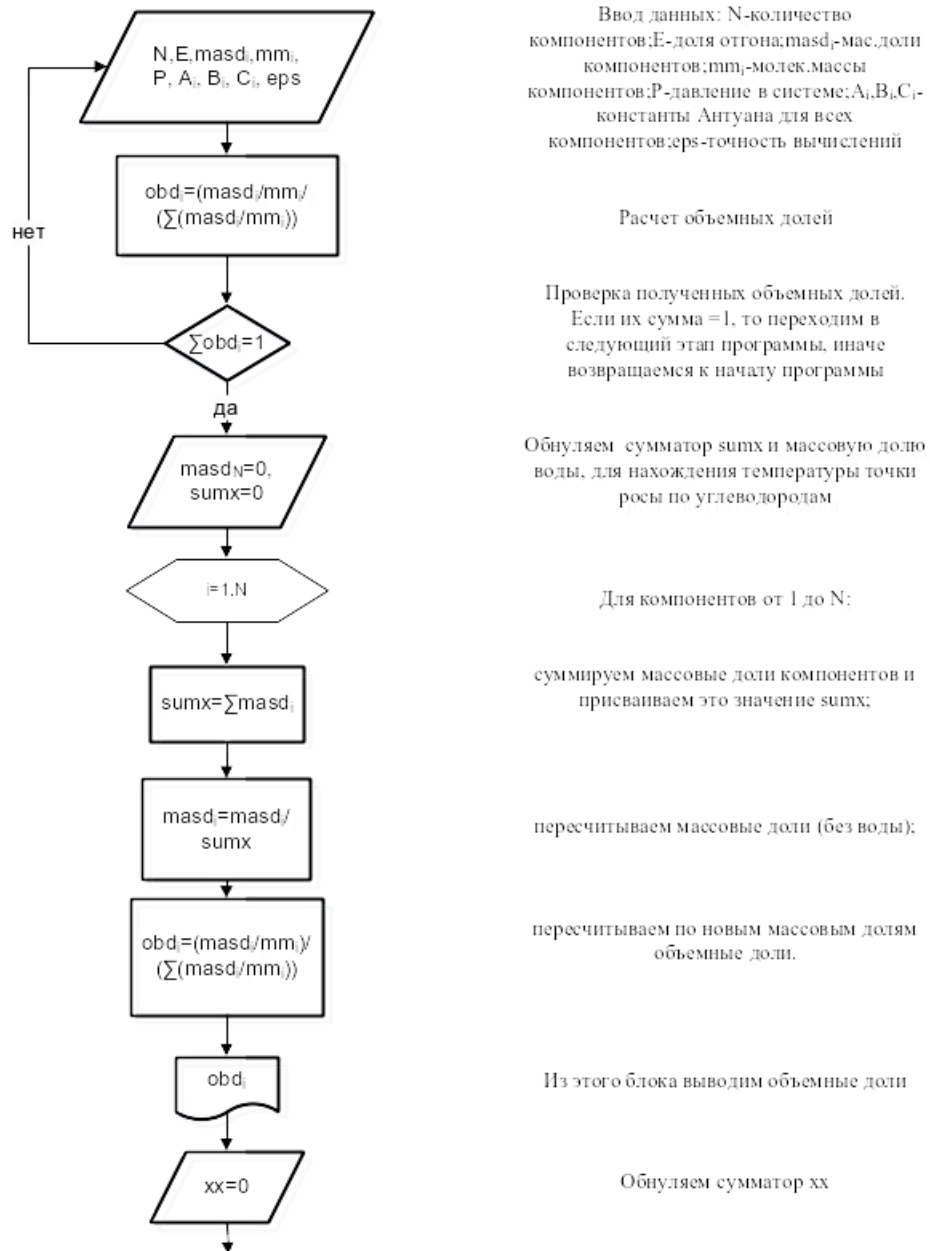


Рисунок 1 – Алгоритм расчета температуры точки росы углеводородов

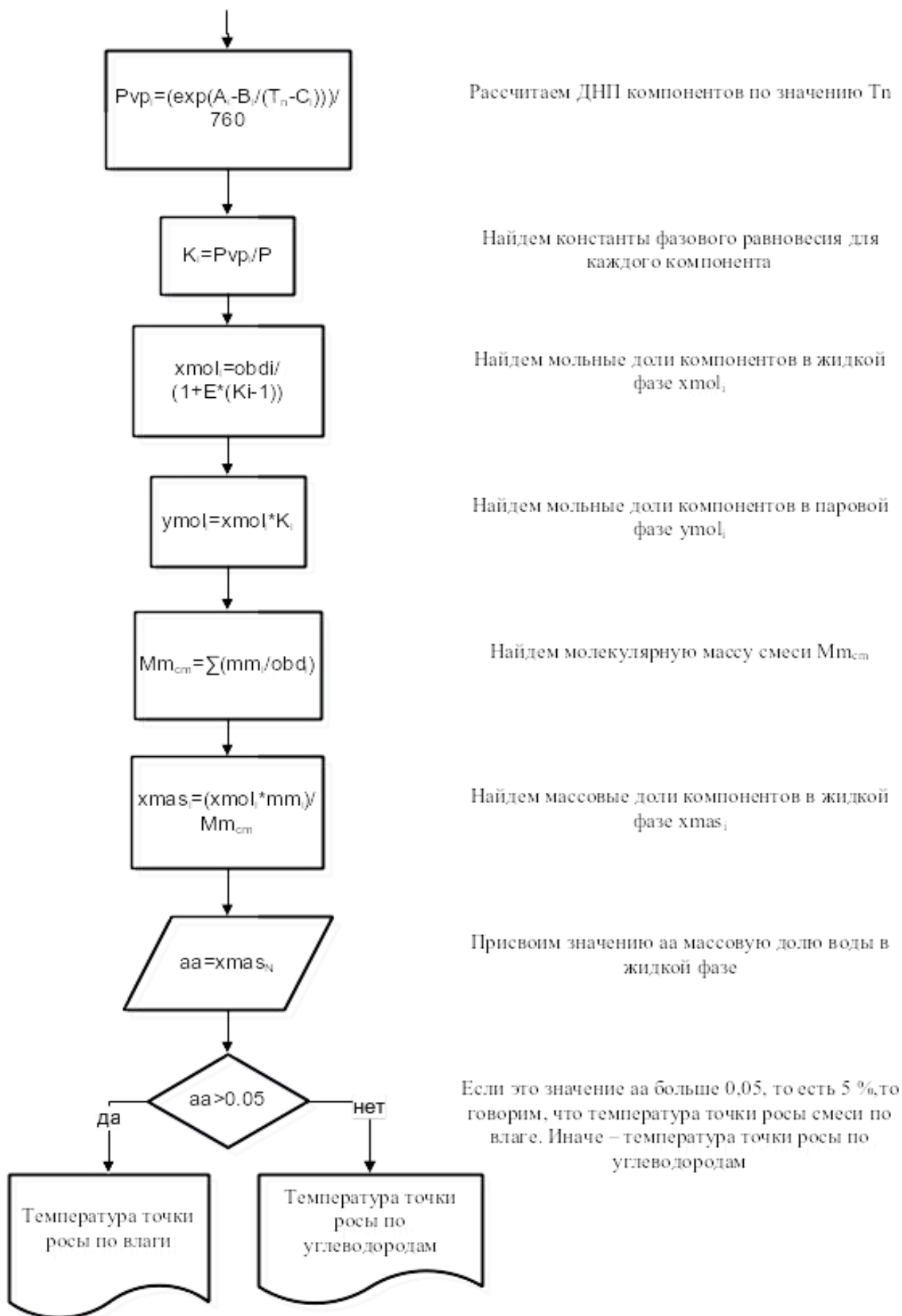


Рисунок 2 – Алгоритм расчета температуры точки росы влаги

Эта программа поможет решить ряд практических задач: при известном составе углеводородного газа с указанием содержания воды и известном давлении найти температуру точки росы влаги; при известном составе углеводородного газа и известном давлении найти температуру точки росы по углеводородам; при известном составе углеводородного газа и известной температуре точки росы можно найти содержание воды в этой смеси; при известном составе углеводородного газа с указанием содержания воды и известной температуре точки росы можно найти давление при котором не будет конденсации присутствующей влаги.

## Результаты (Results)

### Определение Точки росы

CH4	c1 := 91.46	$x1 := \frac{91.46}{100} = 0.915$	$x5 := \frac{0.5}{100} = 5 \times 10^{-3}$
C2H6	c2 := 2.36		
C3H8	c3 := 0.40	$x2 := \frac{2.36}{100} = 0.024$	$x6 := \frac{0.3}{100} = 3 \times 10^{-3}$
C4H10	c4 := 0.21	$x3 := \frac{0.4}{100} = 4 \times 10^{-3}$	$x7 := \frac{2.8}{100} = 0.028$
C5H12	c5 := 0.5		
N2	c6 := 0.3	$x4 := \frac{0.21}{100} = 2.1 \times 10^{-3}$	$x8 := \frac{1.97}{100} = 0.02$
CO2	c7 := 2.8		
H2S	c8 := 1.97	$T := 293$	$R := 452.271$

Молекулярная масса	Динамическая вязкость	Плотность
mm1 := 16.43	m1 := 0.00001028	p1 := 0.668
mm2 := 30.070	m2 := 0.00001223	p2 := 1.26
mm3 := 44.097	m3 := 0.00000750	p3 := 1.86
mm4 := 58.123	m4 := 0.00000690	p4 := 2.495
mm5 := 72.15	m5 := 0.00000623	p5 := 3.174
mm6 := 28.013	m6 := 0.00001665	p6 := 1.16
mm7 := 44.010	m7 := 0.00001367	p7 := 1.83
mm8 := 34.082	m8 := 0.00001179	p8 := 1.43

$$\underline{mm} := mm1 \cdot x1 + mm2 \cdot x2 + mm3 \cdot x3 + mm4 \cdot x4 + mm5 \cdot x5 + mm6 \cdot x6 + mm7 \cdot x7 + mm8 \cdot x8 = 18.38$$

$$mm_{\text{сум}} := mm1 + mm2 + mm3 + mm4 + mm5 + mm6 + mm7 + mm8 = 326.975$$

Ai Vi Ci коэффициенты Антуана которые нашел по пособию физико химические свойства индивидуальных углеводородов Татаевский страница 166

$$Ai1 := 3.93 \quad Ai2 := 4.09 \quad Ai3 := 6.83 \quad Ai4 := 4.11 \quad Ai5 := 3.99$$

$$Vi1 := 320.303 \quad Vi2 := 661.088 \quad Vi3 := 813.864 \quad Vi4 := 968.098 \quad Vi5 := 692.5$$

$$Ci1 := 255.84 \quad Ci2 := 256.5 \quad Ci3 := 248.116 \quad Ci4 := 242.55 \quad Ci5 := 233.59$$

$$A_{\text{сум}} := Ai1 \cdot x1 + Ai2 \cdot x2 + Ai3 \cdot x3 + Ai4 \cdot x4 = 3.727$$

$$V_{\text{сум}} := Vi1 \cdot x1 + Vi2 \cdot x2 + Vi3 \cdot x3 + Vi4 \cdot x4 + Vi5 \cdot x5 = 317.302$$

$$C_{\text{сум}} := Ci1 \cdot x1 + Ci2 \cdot x2 + Ci3 \cdot x3 + Ci4 \cdot x4 + Ci5 \cdot x5 = 242.714$$

$$P1 := (p1 \div mm1) \cdot R \cdot T = 5.388 \times 10^3 \quad P5 := (p5 \div mm5) \cdot R \cdot T = 5.83 \times 10^3$$

$$P2 := (p2 \div mm2) \cdot R \cdot T = 5.553 \times 10^3 \quad P6 := (p6 \div mm6) \cdot R \cdot T = 5.487 \times 10^3$$

$$P3 := (p3 \div mm3) \cdot R \cdot T = 5.589 \times 10^3 \quad P7 := (p7 \div mm8) \cdot R \cdot T = 7.115 \times 10^3$$

$$P4 := (p4 \div mm4) \cdot R \cdot T = 5.688 \times 10^3 \quad P8 := (p8 \div mm8) \cdot R \cdot T = 5.56 \times 10^3$$

$$P_{\text{см}} := (P1 \cdot x1 + P2 \cdot x2 + P3 \cdot x3 + P4 \cdot x4 + P5 \cdot x5 + P6 \cdot x6 + P7 \cdot x7 + P8 \cdot x8) \cdot 100 = 5.447 \times 10^5$$

Давление насыщенных паров

$$T_n := 20 \quad e_i := 0.99$$

$$P_{\text{vp}} := \left( A_{\text{icm}} - \frac{B_{\text{icm}}}{C_{\text{icm}} + T_n} \right) \div \frac{e_i}{760} = 1.934 \times 10^3$$

$$P := 1934$$

$$K_i := \frac{P_{\text{vp}}}{P} = 1 \quad \text{obd} := 1$$

$$\sum_i zzi := 1$$

$$zzi := \frac{\text{obd}}{1 + e \cdot (K_i - 1)} = 1$$

$$yi1 := \frac{mm1}{mm_{\text{см}}} = 0.05 \quad yi2 := \frac{mm2}{mm_{\text{см}}} = 0.092 \quad yi3 := \frac{mm3}{mm_{\text{см}}} = 0.135 \quad yi4 := \frac{mm4}{mm_{\text{см}}} = 0.178$$

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

$$y_{\text{icm}} := yi1 + yi2 + yi3 + yi4 + yi5 + yi6 + yi7 + yi8 = 1$$



## Приложение 3 - Расчет абсорбера

:=

	0	1	2	3	4	5
0	аименование"	"ММ"	"%объемных"	"кол-во м3/ч"	-во кгмоль/ч"	кол-во кг/час"
1	"CO2"	44	2.8	2.8	0.125	5.5
2	"H2S"	34	1.97	1.97	0.088	2.992
3	"N2"	28	0.3	0.3	0.013	0.364
4	"CH4"	16	91.46	91.46	4.083	65.328
5	"C2H6"	30	2.36	2.36	0.105	3.15
6	"C3H8"	44	0.4	0.4	"0.0178"	0.783
7	"C4H10"	58	0.21	0.21	9.37·10 <sup>-3</sup>	0.543
8	"C5H12"	70	0.5	0.5	0.022	1.54
9	"итого"	0	100	100	4.46	80.2

$$\text{CH}_4 \quad c1 := 91.46 \quad \text{mm1} := 16.43 \quad p1 := 0.668 \quad x1 := \frac{91.46}{100} = 0.915 \quad x6 := \frac{0.3}{100} = 3 \times 10^{-3}$$

$$\text{C}_2\text{H}_6 \quad c2 := 2.36 \quad \text{mm2} := 30.070 \quad p2 := 1.26$$

$$\text{C}_3\text{H}_8 \quad c3 := 0.40 \quad \text{mm3} := 44.097 \quad p3 := 1.86 \quad x2 := \frac{2.36}{100} = 0.024 \quad x7 := \frac{2.8}{100} = 0.028$$

$$\text{C}_4\text{H}_{10} \quad c4 := 0.21 \quad \text{mm4} := 58.123 \quad p4 := 2.495 \quad x3 := \frac{0.4}{100} = 4 \times 10^{-3} \quad x8 := \frac{1.97}{100} = 0.02$$

$$\text{C}_5\text{H}_{12} \quad c5 := 0.5 \quad \text{mm5} := 72.15 \quad p5 := 3.174$$

$$\text{N}_2 \quad c6 := 0.3 \quad \text{mm6} := 28.013 \quad p6 := 1.16 \quad x4 := \frac{0.21}{100} = 2.1 \times 10^{-3} \quad R_{\text{ww}} := 452.271$$

$$\text{CO}_2 \quad c7 := 2.8 \quad \text{mm7} := 44.010 \quad p7 := 1.83 \quad x5 := \frac{0.5}{100} = 5 \times 10^{-3} \quad \text{mw} := 19.1$$

$$\text{H}_2\text{S} \quad c8 := 1.97 \quad \text{mm8} := 34.082 \quad p8 := 1.43$$

$$\text{mmcm} := \text{mm1} + \text{mm2} + \text{mm3} + \text{mm4} + \text{mm5} + \text{mm6} + \text{mm7} + \text{mm8} = 326.975$$

В абсорбер поступает газ в количестве 100 м<sup>3</sup>/ч или 800 тыс м<sup>3</sup>/г

Абсорбент поступает в количестве 240,1 кг/ч

Исходные данные абсорбера

Температура в абсорбере 32 С

Давление 3,5 кгс/м<sup>2</sup>

Содержание H<sub>2</sub>S в исходном газе 1,97

Содержание CO<sub>2</sub> в исходном газе 2,8

### Расчет абсорбера

Парциальное давление кислых компонентов

$$p_{\text{H}_2\text{S}} := 35 \cdot x8 \cdot 760 = 524.02$$

$$p_{\text{CO}_2} := 35 \cdot x7 \cdot 760 = 744.8$$

Равновесные значения для H<sub>2</sub>S и CO<sub>2</sub>

$$\text{LgH}_2\text{s} := 2.719$$

$$\text{LgHM} := -0.1$$

Где  $NM$  моль  $H_2S$ / моль МЭА = 0,79

$$MЭА := \frac{250}{61} = 4,098$$

$H_2S$  на г МЭА где 34 это молярная масса  $H_2S$

$$NM1 := 4,1 \cdot 0,79 \cdot 34 = 110,126$$

$$LgCO_2 := 2,872$$

$$LgCM := -0,2$$

где  $CM$  это моль  $CO_2$ / моль МЭА = 0,631

$$CM1 := 0,631 \cdot 4,1 \cdot 44 = 113,832$$

На основании практических данных принимаем насыщение раствора  $H_2S$  внизу абсорбера 45%

Содержание  $H_2S$  в насыщенном растворе МЭА

$$H_2S := NM1 \cdot 0,45 = 49,557$$

Количество  $H_2S$  извлекаемого из раствора

$$NH_2S := H_2S - 2 = 47,557$$

Количество  $CO_2$  в насыщенном растворе МЭА

$$CO_2 := CM1 \cdot 0,4 = 45,533$$

Количество  $CO_2$  извлекаемого из раствор

$$NCO_2 := CO_2 - 3 = 42,533$$

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:

$$GH_2S := (2,992 \cdot 1000) \div 48 = 62,333$$

$$GCO_2 := (5,5 \cdot 1000) \div 43 = 127,907$$

Общее количество в м<sup>3</sup>/ч

$$\left( \frac{GH_2S}{1000} \right) + \left( \frac{GCO_2}{1000} \right) = 0,19$$

Расчет абсорбера при использовании 25% - водного раствора метилдиэтанолamina

Парциальное давление кислых компонентов

$$PH_2S1 := 35 \cdot x_8 \cdot 760 = 524,02$$

$$PCO_21 := 35 \cdot x_7 \cdot 760 = 744,8$$

Равновесные значения для  $H_2S$  и  $CO_2$

$$LgH_2s1 := 2,719$$

$$LgHM1 := -0,1$$

Где  $NM$  моль  $H_2S$ / моль МЭА = 0,79

$$MЭА1 := \frac{250}{119.2} = 2.097$$

H2S на г МЭА где 34 это молярная масса H2S

$$HM11 := MЭА \cdot 0.79 \cdot 34 = 110.082$$

$$LgCO21 := 2.872$$

$$LgCM1 := -0.2$$

где CM это моль CO2/ моль МЭА = 0,631

$$CM11 := 0.631 \cdot MЭА \cdot 44 = 113.787$$

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 МЭА

$$H2S1 := HM1 \cdot 0.8 = 88.101$$

Количество H2S извлекаемого из раствора

$$NH2S1 := H2S1 - 2 = 86.101$$

Количество CO2 в насыщенном растворе МЭА

$$CO21 := CM11 \cdot 0.8 = 91.03$$

Количество CO2 извлекаемого из раствор

$$NCO21 := CO21 - 3 = 88.03$$

Количество регенерированного раствора МДЭА, необходимого для поглощения:

$$GH2S1 := (2.992 \cdot 1000) \div 86 = 34.791$$

$$GCO21 := (5.5 \cdot 1000) \div 88 = 62.5$$

Общее количество в м3/ч

$$\left( \frac{GH2S1}{1000} \right) + \left( \frac{GCO21}{1000} \right) = 0.097$$

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

### **Тепловой баланс абсорбера**

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

Уравнение теплового баланса имеет вид

$$Q_{vc} + Q_{ap} + Q_B := Q_{vo} + Q_{ah}$$

$$A_{i1} := 154.15 \quad A_{i2} := 58.65 \quad A_{i3} := 33.65 \quad A_{i4} := 34.72 \quad A_{i6} := 87.28 \quad A_{i7} := 58.26 \quad A_{i5} := 33.59289$$

$$B_{i1} := 15.12 \quad B_{i2} := 23.62 \quad B_{i3} := 26.31 \quad B_{i4} := 26.08 \quad B_{i6} := 2.54 \quad B_{i7} := 5.05 \quad B_{i5} := 25.99223$$

$$C_{i1} := 0.0519 \quad C_{i2} := 0.4139 \quad C_{i3} := 0.5380 \quad C_{i4} := 0.5455 \quad C_{i6} := 0.0128 \quad C_{i7} := 0.0419 \quad C_{i5} := 0.55033$$

$$D_{i1} := 56.52 \quad D_{i2} := 56.15 \quad D_{i3} := 35.58 \quad D_{i4} := 39.22 \quad D_{i6} := 25.12 \quad D_{i7} := -11.08 \quad D_{i5} := 28.20799$$

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

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

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

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

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

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

$$H_{io6} := A_{i6} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i6} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i6} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i6} \cdot \frac{T}{100} = 364.248$$

$$H_{io7} := A_{i7} \cdot \left(\frac{T}{100}\right) + B_{i7} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C_{i7} \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D_{i7} \cdot \frac{T}{100} = 309.527$$

$$H_{ioCM} := H_{io1} + H_{io2} + H_{io3} + H_{io4} + H_{io5} + H_{io6} + H_{io7} = 3.415 \times 10^3$$

$$y_{i1} := \frac{mm1}{mmCM} = 0.05 \quad y_{i2} := \frac{mm2}{mmCM} = 0.092 \quad y_{i3} := \frac{mm3}{mmCM} = 0.135 \quad y_{i4} := \frac{mm4}{mmCM} = 0.178$$

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

$$HY1 := H_{io1} \cdot y_{i1} = 39.123 \quad HY3 := H_{io3} \cdot y_{i3} = 62.885 \quad HY5 := H_{io5} \cdot y_{i5} = 97.354 \quad HY7 := H_{io7} \cdot y_{i7} = 41.662$$

$$HY2 := H_{io2} \cdot y_{i2} = 52.991 \quad HY4 := H_{io4} \cdot y_{i4} = 85.085 \quad HY6 := H_{io6} \cdot y_{i6} = 31.206$$

$$HY_{CM} := HY1 + HY2 + HY3 + HY4 + HY5 + HY6 + HY7 = 410.305$$

Приведенные давления и температуры

$$R_{\text{пр}} := 0.825$$

$$T_{\text{пр}} := 1.089$$

$$R_{\text{пкр}} := \frac{1934}{0.825} = 2.344 \times 10^3$$

$$T_{\text{кпр}} := \frac{303}{1.089} = 278.237$$

Поправка на давление рассчитывается по формуле

$$H_0 := 2 \cdot \frac{H_1}{\sqrt{w_1}} := 0.55$$

$$w_1 := 0.0104 \quad w_2 := 0.0986 \quad w_3 := 0.1524 \quad w_4 := 0.2010$$

$$w_5 := 0.2510 \quad w_6 := 0.0004 \quad w_7 := 0.1 \quad w_8 := 0.2310$$

$$w_{\text{см}} := w_1 \cdot y_{i1} + w_2 \cdot y_{i2} + w_3 \cdot y_{i3} + w_4 \cdot y_{i4} + w_5 \cdot y_{i5} + w_6 \cdot y_{i6} + w_7 \cdot y_{i7} + w_8 \cdot y_{i8} = 0.159$$

$$H_{\text{см}} := (R_1 \cdot T_{\text{кпр}}) \div m_w \cdot (H_0 + w_{\text{см}} \cdot H_1) = 252.837$$

Энтальпия очищенного газа:

$$H_{\text{тс}} := H_{\text{Усм}} - H_{\text{см}} = 157.468$$

$$Q_{\text{вс}} := H_{\text{тс}} \cdot 80.2 = 1.263 \times 10^4$$

Количество тепла, выносимого из аппарат газовой при температуре  $t_{\text{с}}=32$  °С, рассчитывается по формуле:

$$T_1 := 305$$

$$H_{\text{io11}} := A_{i1} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right) + B_{i1} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^2 + C_{i1} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^3 + D_{i1} \cdot \frac{T_1}{100} = 784.67$$

$$H_{\text{io21}} := A_{i2} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right) + B_{i2} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^2 + C_{i2} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^3 + D_{i2} \cdot \frac{T_1}{100} = 581.608$$

$$H_{\text{io31}} := A_{i3} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right) + B_{i3} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^2 + C_{i3} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^3 + D_{i3} \cdot \frac{T_1}{100} = 471.165$$

$$H_{\text{io41}} := A_{i4} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right) + B_{i4} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^2 + C_{i4} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^3 + D_{i4} \cdot \frac{T_1}{100} = 483.603$$

$$H_{\text{io51}} := A_{i5} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right) + B_{i5} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^2 + C_{i5} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^3 + D_{i5} \cdot \frac{T_1}{100} = 445.336$$

$$H_{\text{io61}} := A_{i6} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right) + B_{i6} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^2 + C_{i6} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^3 + D_{i6} \cdot \frac{T_1}{100} = 366.309$$

$$H_{\text{io71}} := A_{i7} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right) + B_{i7} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^2 + C_{i7} \cdot \left( \frac{T_1}{100} \right)^3 + D_{i7} \cdot \frac{T_1}{100} = 250.52$$

$$H_{YcM1} := H_{iO11} \cdot y_{i1} + H_{iO21} \cdot y_{i2} + H_{iO31} \cdot y_{i3} + H_{iO41} \cdot y_{i4} + H_{iO51} \cdot y_{i5} + H_{iO61} \cdot y_{i6} + H_{iO71} \cdot y_{i7} = 405.793$$

$$H_{iOcM1} := H_{iO11} + H_{iO21} + H_{iO31} + H_{iO41} + H_{iO51} + H_{iO61} + H_{iO71} = 3.383 \times 10^3$$

$$G_{оч} := H_{iOcM1} \div 22.8 = 148.386$$

$$R_{ПКР1} := \frac{1934}{0.825} = 2.344 \times 10^3$$

$$T_{кпр1} := \frac{305}{1.089} = 280.073$$

$$H_{сM1} := (R_1 \cdot T_{кпр1}) \div m_w \cdot (H_0 + w_{сM} \cdot H_1) = 254.506$$

$$H_{тс1} := H_{YcM1} - H_{сM1} = 151.288$$

$$H_{точ} := H_{YcM1} - H_{сM} = 152.957$$

$$Q_v := G_{оч} \cdot H_{точ} = 2.27 \times 10^4$$

$$Q_{vc1} := H_{тс1} \cdot 80.2 = 1.213 \times 10^4$$

$$Q_{h2s} := 2.992 \cdot 1905 \cdot 1.163 \div 4.1868 = 1.583 \times 10^3$$

$$Q_{co2} := 5.5 \cdot 1918 \cdot 1.163 \div 4.1868 = 2.93 \times 10^3$$

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

$$Q_{ар} := (H_t \cdot 47.554) \div 3600 = 0.82$$

$$Q_{об} := Q_{h2s} + Q_{co2} = 4.514 \times 10^3$$

$$Q_{ан} := 12.26 + 0.82 + 4.514 = 17.594$$

$$Q_{АН} := Q_{ан} - 12.4 = 5.194$$

$$H_{жт} := \left( \frac{Q_{АН}}{56.046} \right) \cdot 1000 = 92.674$$

$$t_H := \frac{H_{жт}}{2.08} = 44.555$$

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

$$pж := 1572 \quad pг := 7.65 \quad c := 540$$

$$U := 0.305 \cdot c \cdot [pг \cdot (pж - pг)]^{\frac{1}{2}} = 1.802 \times 10^4$$

$$Uаб := 10097.8$$

$$\omega := \frac{Uаб}{3600 \cdot pг} = 0.367$$

Секундный расход газа находится по формуле

$$Vг := 100 \quad P := 3$$

$$Vс := \frac{Vг \cdot (273 + 30)}{273 \cdot P \cdot 3600} = 0.01$$

Диаметр абсорбера находится по формуле:

$$D := \sqrt{\frac{4 \cdot Vс}{3.14 \cdot \omega}} = 0.189$$

Диаметр промышленной установки равен 0.19 м.

Находим площадь поперечного сечения абсорбера по формуле:

$$F := (3.14 \cdot D) \div 4 = 0.148 \quad Lo := 0.0006769$$

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:

$$Uс := \frac{Lo}{0.785 \cdot D} = 4.563 \times 10^{-3}$$

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

$$a1 := \frac{85 \cdot Uс}{0.0125 + Uс} = 22.732$$

$$m := C \cdot \frac{(4 \cdot Uс \cdot pж)}{(a1 \cdot 0.00298)} = 67.774$$

$$Y := 1 - A \cdot e^{(-67.774)} = 1$$

Если при данном значении U величина Y близка к единице, то на этом расчет диаметра закончен. После всех операций величина  $U = 0.004563$ , величина  $m = 67.74$ ,  $Y = 1$ . Можно сделать вывод, что насадка выбрана правильно, скорость паров удовлетворительная.

## Расчет ГФУ

$$n8 \quad p := 3 \quad \underline{F} := 20000 \quad \Pi := 0.67 \cdot 10^6$$

CH4    C2H6    C3H8    C4H10    C5H12    N2    CO2    H2O

### Мольные доли

$$x_{fi1} := 0.9597 \quad x_{fi5} := 0.0033$$

$$x_{fi2} := 0.0251 \quad x_{fi6} := 0.0012$$

$$x_{fi3} := 0.0042 \quad x_{fi7} := 0.0032$$

$$x_{fi4} := 0.0022 \quad x_{fi8} := 0.0012$$

$$M_f := 16.86$$

### Массовые доли

$$mass1 := 0.913 \quad mass2 := 0.0447 \quad mass3 := 0.00111 \quad mass4 := 0.0077$$

$$mass5 := 0.0139 \quad mass6 := 0.003 \quad mass7 := 0.0053 \quad mass8 := 0.0012$$

$$masliq1 := 0.0001 \quad masliq5 := 0.0756 \quad masliq6 := 0.1121 \quad masliq7 := 0.6029 \quad masliq8 := 0.2093$$

### Паровая фаза

$$par1 := 0.913 \quad par5 := 0.0139$$

$$par2 := 0.0447 \quad par6 := 0.003$$

$$par3 := 0.0111 \quad par7 := 0.0053$$

$$par4 := 0.0077 \quad par8 := 0.0012$$

### Жидкая фаза

$$Liq1 := 0.0004 \quad Liq5 := 0.05$$

$$Liq2 := 0 \quad Liq6 := 0.1216$$

$$Liq3 := 0 \quad Liq7 := 0.2737$$

$$Liq4 := 0 \quad Liq8 := 0.5543$$

$$tf := 100 \quad e1 := 0.3$$



$$Ki1 := \blacksquare$$

$$Ai1 := 5.69 \quad Ai3 := 5.95 \quad Ai4 := 6 \quad Ai5 := 5.97$$

$$Bi1 := 380.22 \quad Bi3 := 813.8 \quad Bi4 := 968 \quad Bi5 := 1062.5$$

$$Ci1 := 264.8 \quad Ci3 := 248.116 \quad Ci4 := 242.5 \quad Ci5 := 231.8$$

$$Pi1 := 10 \cdot \left( A_1 - \frac{Bi1}{Ci1 + tf} \right) = 46.477$$

$$Ki1 := \frac{Pi1 \cdot 10^6}{\Pi} = 69.369$$

$$Pi3 := 10 \cdot \left( A_3 - \frac{Bi3}{Ci3 + tf} \right) = 36.123$$

$$Ki3 := \frac{(Pi3 \cdot 10^6)}{\Pi} = 53.915$$

$$Pi4 := 10 \cdot \left( A_4 - \frac{Bi4}{Ci4 + tf} \right) = 31.737$$

$$Ki4 := \frac{Pi4 \cdot 10^6}{\Pi} = 47.369$$

$$Pi5 := 10 \cdot \left( A_5 - \frac{Bi5}{Ci5 + tf} \right) = 27.678$$

$$Ki5 := \frac{Pi5 \cdot 10^6}{\Pi} = 41.31$$

$$Mpar := 16.86 \quad Mliq := 47.72$$

$$ei := e1 \cdot \frac{Mpar}{Mliq} = 0.106$$

### Расчет числа тарелок, составов дистиллята и остатка

$$ak := 1 \quad am := 7 \quad E := 0.3$$

$$Nmin := 10$$

$$Nopt := 1.7 \cdot Nmin + 0.7 = 17.7$$

$$Np := \frac{Nopt}{0.7} = 25.286$$

Для определения количества тарелок в концентрационной и отгонной секциях колонны используем уравнение Фенске:

$$Nk := \frac{\ln \left( \frac{Liql}{Liql} \right) - \ln \left( \frac{Liql + 1}{Liql + 1} \right)}{\ln \left( \frac{Liql}{Liql} \right) - \ln \left( \frac{Liql + 1}{Liql + 1} \right)} = 0.672$$

$$No := \frac{\ln \left( \frac{xfi1}{par1} \right) - \ln \left( \frac{xfi1 + 1}{par1 + 1} \right)}{\ln \left( \frac{xfi1}{par1} \right) - \ln \left( \frac{xfi1 + 1}{par1 + 1} \right)} = 0.026$$

$$\frac{Nk}{No} = 26.096$$

Положение сечения в вода питания в колонну может быть также определено по уравнению Керкбрайда[4]:

$$\text{LgNk} := 0.206 \cdot \left( \frac{\text{par1}}{\text{Liq1}} \cdot \frac{\text{xfi1}}{\text{par1}} \cdot \frac{1-E}{E} \right) = 1.153 \times 10^3$$

$$\left( \frac{\text{par1}}{\text{Liq1}} \cdot \frac{\text{xfi1}}{\text{par1}} \cdot \frac{1-E}{E} \right)^2 = 3.134 \times 10^7$$

$$\text{LGNK} := 1.544$$

$$E1 := E \cdot \frac{\text{Mpar}}{\text{Mliq}} = 0.106$$

Расчет флегмового числа

Мольное флегмовое число рассчитывается по уравнениям Андервуда[5]:

$$a1 := 2 \quad q := 0$$

$$O1 := |a1 \cdot \text{xfi1} - a1| = 0.081$$

$$O2 := |a1 \cdot \text{xfi2} - a1| = 1.95$$

$$O3 := |a1 \cdot \text{xfi3} - a1| = 1.992$$

$$O4 := |a1 \cdot \text{xfi4} - a1| = 1.996$$

$$O5 := |a1 \cdot \text{xfi5} - a1| = 1.993$$

$$O6 := |a1 \cdot \text{xfi6} - a1| = 1.998$$

$$O7 := |a1 \cdot \text{xfi7} - a1| = 1.994$$

$$O8 := |a1 \cdot \text{xfi8} - a1| = 1.998$$

$$\text{Rmin1} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass1}}{a1 - O1} \right) - 1 = -0.049$$

$$\text{Rmin2} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass2}}{a1 - O2} \right) - 1 = 0.781$$

$$\text{Rmin3} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass3}}{a1 - O3} \right) - 1 = -0.736$$

$$\text{Rmin4} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass4}}{a1 - O4} \right) - 1 = 2.5$$

$$\text{Rmin5} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass5}}{a1 - O5} \right) - 1 = 3.212$$

$$\text{Rmin6} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass6}}{a1 - O6} \right) - 1 = 1.5$$

$$\text{Rmin7} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass7}}{a1 - O7} \right) - 1 = 0.656$$

$$\text{Rmin8} := \left( \frac{a1 \cdot \text{mass8}}{a1 - O8} \right) - 1 = 1.754 \times 10^{-14}$$

Оптимальное мольное флегмовое число определяется по уравнению:

$$R_{opt} := 1.35 \cdot R_{min5} + 0.35 = 4.686$$

Минимальное мольное паровое число в отгонной секции колонны определяется по уравнению Андервуда:

$$S_{min} := \frac{[(R_{opt} + 1)E1 - e1]}{1 - e1} = 0.432$$

Определение температур верха и низа колонны

$$T_{в} := \frac{P_1}{P \cdot 10^{-6}} = 69.369$$

### **Заключение (Conclusions)**

Работа посвящено методам экспериментальных исследований и обработка результатов в примере Кандымского газоконденсатного месторождения: подготовка к проведению исследования, исследование составов, исследование физико-химических свойств углеводородных продуктов, расчет точки росы, комплексная обработка результатов, расчет основных свойств. Расчёты рассчитаны с помощью программной обеспечении Маткад (Mathcad) и выставлено в виде скриншотов.

## ИСПОЛЬЗОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА (USED LITERATURE)

1. Тулибаев А.Н., Кемалов Р.А. Цифровой двойник проекта Кандымского групп месторождения (1 часть). Digital twin of the Kandym group field project (part 1) // Природные энергоносители и углеродные материалы & Natural energy sources and carbon materials. – 2022. – № 9(09)
2. Учебное пособие. Предпроектные исследования газоконденсатных систем. Часть 1. Кемалов Алим Фейзрахманович, Кемалов Руслан Алимович. Казань 2022г.
3. ГОСТ 30319.1-96
4. ГОСТ 30319\_3-2015
5. Пособие к НПБ 105-95 Приложение 2
6. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа.- второе изд., пер. и доп. –М., ХИМИЯ,1980.- 256 с. А.Г.Сарданашвили, А.И.Львова.
7. ГОСТ Р 56718-2015