

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

Подготовка природных газов. Очистка и осушка. Часть 1.

Preparation of natural gases. Cleaning and drying. Part 1.

Ахмед Али Джамиль Ахмед, Ahmed Ali Jameel Ahmed

Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich

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

Казань, Россия

E-mail: kemalov@mail.ru

Аннотация: Цель данной работы: изучить подготовку природных газов, рассмотреть их очистку и осушку. Задачи данной работы: 1. Изучить технологический раздел; 2. Рассмотреть способы осушки; 3. Разобрать контрольно-измерительные приборы и автоматизация процесса; 4. Изучить генеральный план установки осушки газа; 5. Рассмотреть технику безопасности и охрана труда; 6. Рассмотреть раздел охраны окружающей среды; 7. Проанализировать экономический раздел.

Abstract: The purpose of this work: to study the preparation of natural gases, consider their purification and drying. The objectives of this work: 1. To study the technological section; 2. Consider drying methods; 3. Disassemble instrumentation and process automation; 4. Study the master plan of the gas dehydration unit; 5. Consider safety and labor protection; 6. Consider the environmental protection section; 7. Analyze the economic section.

Ключевые слова: газ, очистка, осушка, абсорбционный, хемосорбционный.

Keywords: gas, cleaning, drying, absorption, chemisorption.

Введение (Introduction)

Актуальность темы работы обусловлена значением топливно-энергетического комплекса (ТЭК), являющегося последние полвека одним из основных драйверов России, обеспечивающим положительную динамику экономического развития страны. ТЭК не только обеспечивает энергетическую безопасность государства, но и стал одним из действенных факторов внешней политики.

Современному топливно-энергетическому комплексу отводится важнейшая роль в структуре национальной экономики, поскольку его стабильное функционирование во многом обеспечивает поступательное развитие различных отраслей народного хозяйства, способствует формированию ключевых макроэкономических показателей. Эффективность работы ТЭК гарантирует жизнедеятельность целого ряда регионов, обеспечивая население и субъекты предпринимательской деятельности топливом и электроэнергией.

Топливо-энергетическому комплексу, формирующему более 20% ВВП страны, ежегодно требуются огромные инвестиции в обновление оборудования, возведение новых инфраструктурных объектов:

- продукция ТЭК обеспечивает порядка 50% всего объема экспорта страны;
- ее реализация на международных рынках позволяет формировать до 40% бюджета страны, что напрямую влияет на благосостояние граждан;
- отечественный ТЭК использует около 30% основных фондов страны;
- 30% общей стоимости промышленного производства России приходится на продукцию ТЭК;
- предприятия используют порядка 10% всего объема, выпускаемого машиностроительным комплексом оборудования;
- ТЭК закупает до 12% металлургической продукции, используя 2/3

производимых в России труб;

- продукцией ТЭК обеспечивается порядка 30% грузовой базы железнодорожных перевозок и около 50% перевалки грузов в морских портах.

В перечень задач, которые решает современный ТЭК, входит не только добыча энергоносителей, но и подготовка, очистка, транспортировка угля, нефти и газа потребителям.

Нефте- и газопереработка в России являются экспортно-ориентированными отраслями. В последние годы сегмент upstream по темпам роста существенно уступает направлениям, предполагающим высокий уровень переработки. Напомню, что с 2010 года запрещено подключение к магистральным трубопроводам предприятий, не обеспечивающих коэффициент глубины переработки нефти менее 70%.

Столь же востребована и газопереработка, продукты которой нашли применение в подавляющем большинстве отраслей промышленности, в транспортной сфере, в сельскохозяйственном производстве, в энергетической отрасли и быту.

Промышленная переработка добываемых природного и попутного газов, а также газоконденсата, с получением необходимых продуктов, осуществляют современные газоперерабатывающие заводы (ГПЗ). Однако, применяемые на большинстве отечественных предприятий технологии позволяют использовать порядка 60% ценнейшего нефтехимического сырья. Ввод в эксплуатацию современных комплексов переработки газа, газокompрессорных станций, отстает от объемов сырья, добываемого на газовых месторождениях и попутно с нефтью.

Для подготовки нефтяного газа (попутный нефтяной газ, ПНГ) добытого на нефтяном (НМ) либо нефтегазовом (НГМ) месторождении, для последующей транспортировки на ГПЗ, оборудуются специальные компрессорные станции, где путем увеличения давления ПНГ предварительно сжимается, а затем сушится.

На выбор способа, которым осуществляется тепломассообменный процесс удаления жидкости из газа, в первую очередь влияет состав сырья и

параметры, которым должен соответствовать конечный продукт. Подготовленным для транспортировки, после газовой сушки, считается продукт, соответствующий:

- либо ГОСТу 5542-87 «Природные горючие газы промышленного и коммунального назначения» при дальнейшем его применении в качестве топлива либо сырья;
- либо ГОСТу 51.40-92 «Горючие природные газы, подаваемые и транспортируемые по магистральным газопроводам» при подготовке природного или попутного нефтяного газа для транспортировки потребителям по системе магистральных газопроводов.

Предметом исследования в представляемой ВКР являются методы очистки и осушки природного газа. В исследовании изучались особенности адсорбционного и хемосорбционного методов.

Цель работы - изучение технологии подготовки природных газов, применяемых методов их очистки и осушки.

Задачи представляемой работы:

1. Изучение технологического раздела.
2. Рассмотрение применяемых способов осушки природных газов.
3. Изучение контрольно-измерительных приборов и средств автоматизации процесса осушки газа.
4. Изучение принципиальной схемы установки для осушки газа.
5. Ознакомление с организацией техники безопасности на производстве и норм охраны труда.
6. Изучение технологических решений, обеспечивающих соблюдение экологических норм при подготовке газов для последующей транспортировки.
7. Экономический анализ повышения эффективности газодобычи за счет предварительной подготовки газов.

1. Технологический раздел. 1.1 Выбор метода производства

Газоперерабатывающие предприятия уже на первом этапе работы с добытым на месторождении газом, вынуждены проводить дополнительные технологические мероприятия для удаления воды, которую содержит и природный газ, и попутный нефтяной. Наличие влаги в газообразной смеси не только усложняет транспортировку голубого топлива, но и его переработку, поскольку способствует возникновению коррозионных процессов в трубопроводах и оборудовании, образованию кристаллогидратов, засорению агрегатов и трубопроводов. Максимально допустимый уровень влаги зависит от применяемых при переработке газа технологических решений. Если вода в жидкой фазе достаточно быстро удаляется с помощью сепараторов, то для удаления паров необходима осушка.

Осушка природного (попутного) газа в промышленном масштабе осуществляется разными способами:

- методом адсорбции (применение твердых адсорбентов) или абсорбции (технологические решения с использованием жидких поглотителей);
- перевод газа в жидкое состояние, воздействуя на газовую среду низкими температурами;
- изменение агрегатного состояния газового потока путем его замораживания.

Выбор оптимального способа очистки добытого газа от примесей, к которым относятся не только вода, но и пары углекислого газа, осуществляется с учетом технологических особенностей используемого оборудования и дальнейшим использованием очищенного продукта.

Технология осушки газа при его значительном охлаждении основана на зависимости содержания влаги от температуры газовой среды. Зимой, при работе на месторождениях в северных регионах, для этого применяется естественный холод. После сепаратора газовый поток направляется в систему «вымораживателей» (батарея труб, площадь поверхности которых достаточна для проведения теплообменного процесса), он проходит по трубам,

охлаждается, пары воды кристаллизуются. На ГПЗ применяется искусственное охлаждение. Аммиак либо пропан, испаряясь, понижают температуру. Также может использоваться холод, образующийся в ходе производственных процессов.

Для осушки газовой среды путем вымораживания учитывается «точка росы», температурного параметра, при котором начинается конденсация паров в газообразной среде при определенном давлении. В распоряжении специалистов имеются графики для определения точки росы поступающего для очистки газового потока при разных показателях манометра, а также объема образующейся при конденсации воды.

Давление водяного пара над подвергающейся осушке газовой смеси, зависит от его температуры, как и в случае с простой водой, а зависимость измеряется по закону термодинамики. Это позволяет определить степень осушки газа (депрессия точки росы - разница температур насыщенного влагой и осушенного газа), которая предварительно устанавливается с учетом того, куда следует отправить газ – либо конечному потребителю, либо на последующую переработку. Обычно показатель депрессии точки росы остается постоянным при выдерживании установленных условий осушки, выборе определенного поглотителя и его концентрации, а также интенсивности процесса поглощения.

Технологии поглощения воды (адсорбция или абсорбция) чаще всего применяются при осушке относительно большого объема газовой среды при высоком давлении, со снижением точки росы до 22-280 °С. Осушка с применением твердых поглотителей (адсорбция) позволяет обеспечить глубокое удаление влаги и понижение точки росы ниже 450 °С. Такой подход применяется на низко производительных установках, в условиях, когда требуется обеспечить простоту эксплуатации и выдерживание технологии осушки. Иногда могут быть использованы и комбинированные технологические решения для осушки природного или нефтяного попутного газов.

1.2 Выбор места строительства

При выборе района, где предполагается построить новый нефтеперерабатывающий завод, учитываются следующие факторы:

- уровень удовлетворенного спроса в нефтепродуктах близлежащих территориальных образований;
- наличие поблизости морально устаревших НПЗ с низкой производительностью, поскольку выгоднее провести масштабную реконструкцию этого предприятия, чем строить за 100-200 километров новый завод.

При выборе места для расположения газоперерабатывающего комплекса учитываются и дополнительные факторы. К примеру, решение по монтажу установки по осушке газа на производственной площадке компании «Казахский газоперерабатывающий завод» в Жанаозене, принималось с учетом следующих факторов:

- наличие сырья, которое следует подвергнуть дополнительной подготовке для транспортировки или переработки;
- отсутствие на заводе оборудования, которое позволяет удалять воду из природного и попутного газа, используя триэтиленгликоль;
- вблизи находится крупное нефтяное месторождение (Мангистау), эксплуатация которого сопровождается добычей попутного газа;
- ГПЗ работает давно, что предоставляет квалифицированную рабочую силу, способную быстро освоить технологии осушки на установке с триэтиленгликолем (ТЭГ);
- отмечается устойчивое возрастание спроса на подготовленный к транспортировке газ (осушенный);
- выбор конкретной локализации обусловлен и экономическими и техническими причинами, поскольку снижению затрат на строительство комплекса подготовки газа способствует существующая развитая инфраструктура, необходимые инженерные коммуникации и водные ресурсы.

Таблица 1 - Характеристика сырья, готовой продукции

Наименование потоков	Показатели	Допустимые пределы
Увлажненная парогазовая смесь	Содержание газа % (масс) SO_2 N_2 CH_4 C_2H_6 C_3H_8 изо C_4H_{10} $H - C_4H_{10}$ изо C_5H_{12} HC_5H_{12} C_6H_{14} и выше	1,1 3,8 21,2 28,0 29,58 3,2 5,4 1,5 2,0 2,0
Сухой отбензиненный газ	Состав газа % (масс) CO_2 N_2 CH_4 C_2H_6 C_3H_8 изо C_4H_{10} HC_4H_{10} изо C_5H_{12} HC_5H_{12} Содержание влаги % (масс)	2,2 7,6 35,9 32,6 17,2 1,2 2,5 0,4 0,4 >0,001
Свежей раствор гликоля	Плотность при 20°С Молекулярная масса. Температура кипения. Температура начало разложения	1125 кг/м ³ 150,17 287°С -206°С

1.3 Технологическая схема и нормы технологического режима

Перед началом транспортировки газа по трубопроводам широко используется технологическая схема осушки сырья, с использованием в качестве абсорбента гликолей. В этом случае проводится умеренная осушка природного или попутного газа, достаточная для закачки в магистральный газопровод, использования транспортируемых углеводородов, как топлива.

Технология сушки газа абсорбционным поглотителем (этиленгликоль) предусматривает поступление влажного газа в абсорбер К-1 через аппарат для промывки газового потока жидким поглотителем. В скруббере газ очищается от конденсата и воды, находящихся во взвешенном состоянии. После этого газовая смесь начинает контактировать с абсорбентом, водный раствор которого стекает с верхней части установки.

Очищаемая газовая смесь по барботажным тарелкам поднимается в направлении к верхней части скруббера абсорбционной колонны, где происходит завершающая очистка потока от унесенных им частиц поглотителя. Подвергшийся осушке газ выходит из верхней части колонны, после чего направляется на транспортировку.

Поглотитель, постепенно насыщается водой, стекает в нижнюю часть абсорбционной колонны, накапливается на вытяжной пластине, а затем

эвакуируется из абсорбера для запуска в цикл восстановления его поглотительных свойств. При этом:

- водный раствор абсорбента поступает в теплообменник, подвергается обработке в выветривателе, освобождаясь от поглощенных газов;
- после второго теплообменника с температурой, близкой к точке закипания, регенерируемый абсорбент подвергается дальнейшей обработке в паровой колонне К-2 – удаляются водяной пар и газы;
- водяной пар и поглощенные ТЕГ газы отводятся наружу установки.

Допускается конденсация водяного пара с последующим использованием для холодного орошения верхней пластины абсорбера. Конструктивная схема отбойной колонны включает в себя от 10 до 16 ректификационных пластин (колпачковый или клапанный тип) и 1 глухую пластину, монтируемую на расстоянии 0,6-1,0 метр под нижней пластиной для ректификации. Абсорбент, накопившийся на глухой плите, в соответствии с законом всемирного тяготения, попадает в самый низ колонны, проходя через ребойлер (горизонтальный теплообменный аппарат).

В этом теплообменнике раствор абсорбента нагревается под воздействием либо водяного пара, либо иного теплоносителя. Для улучшения процесса теплообмена, поглотитель подается в ребойлер снизу, а выходит – в верхней части аппарата. Принципиальная особенность этого решения позволяет обеспечить постоянную наполненность ребойлера абсорбентом, вся масса которого циркулирует через аппарат по направлению снизу вверх.

Поглотитель влаги, после восстановления, накапливается внизу десорбера, попадает в теплообменник, где снижается его температура. Излишки тепла регенерированного поглотителя передаются в теплообменнике насыщенному водой абсорбенту. Затем поглотитель проходит через холодильник Х-6, после чего накапливается в промежуточном резервуаре Е-7. Насос подает регенерированный поглотитель для орошения абсорбера. Аппарат для очистки газов функционирует при том же давлении, с каким на установку подается освобождаемый от влаги газ. Десорбер функционирует при атмосферном или немного большем давлении (0.011-0.012 МПа). В

некоторых конструкциях установок осушки поглотитель регенерируется в безвоздушном пространстве (вакуум).

Таблица 2 - Нормы технологического режима

Режим-1	Режим-2
Температура, К ВК - 1 ВТ - Верх К - 2 Низа К - 2	298 323 340 403
В Давление, МПа ВК - 1 ВК - 2	418 5 0,026

Данные расчета материального баланса состава газовой смеси сводим таблицу 3.

Таблица 3 - Расчет состава очищенного газа

Компонент	Мольная масса	Количество м3/ч	Мольные доли	$p_i y_i$	Количество кг/ч	Массовая доля
Метан	16	370650	0,7413	11,86	2646831	0,5150509
Этан	30	49537,5	0,09975	2,97	66280,5	0,1289
Пропан	44	37900	0,0758	3,34	71435,6	0,1448
изо-Бутан	58	41575	0,083125	4,86	108479,1	0,2112
Сероводород	34	6	0,000012	0	9	0,0000184
Углекислый газ	44	6,5	0,000013	0	13	0,0000307
Всего	-	5000000	1,0	23	513897	1,0

Давление $P=5$ МПа.

Точка росы $T=263$ К.

Содержание триэтиленгликоля в свежем растворе $x_1=0,98$.

Температура подачи влажного газа $T=3160$ С. Точка росы влажного газа до контакта с ТЭГ.

$$P = t_p + \Delta t, \quad (1)$$

где $\Delta t=170$ С - понижение точки росы,

начальное содержание влаги газа при $t_c = 450^{\circ}\text{C}$ и $P = 5$ МПа равно

$$C_H = 250 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3,$$

конечное при температуре $T=263$ К и давлении $P=5$ МПа равно

$$C_K = 23 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3.$$

Количество триэтиленгликоль (ТЭГ)

Количество свежего раствора, подаваемого в колонну

$$ГЛ = G_{вл.п} \cdot x^2 / x_1 - x^2$$

где $G_{вл.п}$ - количество поглощаемой влаги, кг/ч

x_1 и x_2 - концентрация ТЭГ в свежем и насыщенном растворе

$$вл.п = (C_n - C_k) \cdot V,$$

где V - объемное количество углеводородного сырья

$$= 22,4 \cdot G (t_c + 273) \cdot 0,1 \cdot z / Mг \cdot 273 \cdot P$$

где $G = 513897$ кг/ч - коэффициент сжимаемости газа

$$f (T_{пр}, P_{пр})$$

где $T_{пр}$ - приведенная температура

$P_{пр}$ - приведенное давление

Расчет критических параметров газовой смеси приведем в таблице 4.

Таблица 4 - Расчет критических параметров

Компонент	Мольные доли	Критические параметры		Псевдокритические параметры	
		$T_{кр}$	$P_{кр}$	$T_{пс.кр} = Y \cdot T_{кр}$	$P_{пс.кр} = Y \cdot P_{кр}$
Метан	0,7414	190,5	4,6	14,13	3,4
Этан	0,099	305,4	4,9	30,2	0,48
Пропан	0,0758	369,8	4,25	28,0	0,32
И-Бутан	0,0838	425,2	3,8	35,6	0,32
Сероводород	0,0000126	373,6	9,0	0	0
Углекислый газ	0,0000113	304,2	7,4	0	0
Всего	1,0	-		235	4,5

$$T_{пр} = 300 / 235 = 1,28$$

$$P_{пр} = 5 / 4,5 = 1,02$$

По графику при $T_{пр} = 1,28$ и $P_{пр} = 1,02$ коэффициент сжимаемости $z = 0,95 = 22,4 \cdot 5000000 (43 + 273) \cdot 0,1 \cdot 106 \cdot 0,95 / 23 \cdot 273 \cdot 5 \cdot 106 = 35550 \text{ м}^3 / \text{чвл.п} = (250-23) \cdot 10 \cdot 5 \cdot 35550 = 80,6 \text{ кг/ч}$

Концентрация ТЭГ в насыщенном растворе принимаем $x_2 = 0,97$
 количество свежего раствора

$$g_{гл} = 80,6 \cdot 0,97 / (0,98 - 0,97) = 7818,2 \text{ кг/ч} = G_{гл} / \rho$$

$$V_{гл} = 7818,2 / 1150 = 6,7 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Материальный баланс абсорбера количество увлажненного газового сырья
 $= G + G_H \cdot V = 513897 + 250 \cdot 10^{-5} \cdot 35550 = 513985,8 \text{ кг/ч}$

Количество осушенного газового сырья

$$o = G_y - G_{вл.п} - G_{р.у}$$

$$\text{где } \varphi_{р.у} = M_g \cdot P \cdot 273 / (22,4 \cdot (t + 273)) \cdot 0,1 \cdot z$$

$$\varphi_{р.у} = 23 \cdot 5 \cdot 273 / (22,4 \cdot (43 + 273)) \cdot 0,1 \cdot 0,95 = 14,2 \text{ кг/ч}$$

$$\text{чр.у} = 2,5 \cdot 14,2 \cdot 4,3 = 153,7 \text{ кг/ч}$$

Равновесная потеря гликоля при 43°C и P=5,0 мПа по графику равны

$$\Delta \varphi = 5,8 \cdot 10^{-3} \text{ кг} / (\text{м}^3 \cdot 103)$$

Количество теряемого гликоля

$$g_{л} = \Delta \varphi \cdot V / 103$$

$$d_{гл} = 5,8 \cdot 10^{-3} \cdot 35550 / 103 = 0,2 \text{ кг/ч}$$

$$C_{10} = 513985,8 - 80,6 + 15,37 - 0,2 = 514058,7$$

Количество насыщенного раствора гликоля

$$g_{л.п} = G_{гл} - G_{вл.п} + G_{р.у} - d_{гл} = 7818,2 - 80,6 + 153,7 + 0,2 = 7891,1$$

Таблица 5 - Материальный баланс процесса осушки

Наименование потоков	Массовые, %	кг/ч
Поступило: Увлажненная парогазовая смесь	98,5 1,5 100	513897 7818,2 521715,2
Свежий раствор гликоля Итого Получено:	98,4 1,6 100	514058,7 7891,1
Осушенная газовая смесь Насыщенный раствор гликоля Итого		521715,2

Содержание ТЭГ в насыщенном растворе:

$$x_2 = 0,98 \cdot 7818,2 / 7891,1 = 0,97$$

Технологические расчеты

Тепловой баланс абсорбера

Таблица 6 - Тепловой баланс абсорбера

Компонент	Количество, кг/ч	Массовые доли	Теплоемкость кДж/кг	$y_i C_p$
Метан	264683,1	0,5151	2,23	1,15
Этан	66280,5	0,1289	1,76	0,22
Пропан	71435,6	0,1448	1,68	0,24
И-Бутан	108479,1	0,2112	1,69	0,36
Сероводород	9	0,0000184	0,98	0,000018
Углекислый газ	13	0,0000307	2,75	0,000084
Вода		0,0001089	9,78	0,0106
Всего	500000	1,0	-	1,98

Поправка теплоемкости на давление в аппарате рассчитывается по формуле

$$\Delta C_p = R / M (\Delta C_{0p} + w \cdot \Delta C^* p)$$

где R - универсальная газовая постоянная - фактор ацентричности

$\Delta C^* p$, ΔC_{0p} - функция, учитывающая влияния давления

Таблица 7 - Расчет фактора ацентричности

Компонент	M_i	Количество		y_i мольные доли	w_i	$y_i - w_i$
		кг/ч	кмоль/ч			
Метан	16	264683,1	16542,6	0,7414	0,0104	0,0077
Этан	30	66280,5	2209,35	0,099	0,0986	0,0098
Пропан	44	71435,6	1623,54	0,0758	0,1524	0,0115
И-Бутан	58	108479,1	1870,3	0,0838	0,201	0,0168
Сероводород	34	9	0,27	0,0000126	0,1	0
Углекислый газ	44	13	0,3	0,0000113	0,23	0
Вода	18	56	3,12		0,35	0
Всего	-	500000	22249,48	1,0	-	0,0458

Расчет фактора ацентричности

$$= 8,315 / 2,3 (-0,25 + 0,00458 (-0,29)) = -0,1 \text{ кДж/кг } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = 1,98 - (-0,1) = 2,08 \text{ кДж/кг } ^\circ\text{C}$$

Таблица 8 - Тепловой баланс абсорбера

Наименование потоков	T0, С	Количество кг/ч	Теплоемкость кДж/г	Количество тепла кВт
Поступило: Газовое сырье	43	513985	2,08 2,38 2424	8092 141 34,4
Раствор ТЭГ Тепло конденсации воды Тепло растворения воды	43 - - -	7818,2 80,6 80,6 -	135,2 - 2,08 -	1,9 14,9 8284,2 8087,8
Тепло растворения углеводородов.Итого Получено:	43 тн	544058,7 -		196,4 8284,2
Осушенный газ Насыщенный раствор ТЭГ Итого				

Температура насыщенного абсорбента определяется по формуле:

$$T_H = \frac{3600 \cdot Q_{ггн.}}{G_{ггн.} \cdot C_H}$$

$$T_H = \frac{3600 \cdot 196,4}{7891,1 \cdot 2,3} = 312K$$

Средняя температура в абсорбере:

$$T' = (43 + 39) / 2 = 314K$$

Число теоретических тарелок

Число теоретических определяем графически координаты точек оперативности линии на входе раствора и выходе осушенного газа

$$x_1 = \frac{1 - x_1}{x_1} \cdot \frac{M_2}{M_1}$$

$$x_1 = \frac{1 - 0,98}{0,98} \cdot \frac{106,12}{18} = 0,12$$

$$y_2 = \frac{22,4 \cdot C_k}{M_1}$$

$$y_2 = \frac{22,4 \cdot 23 \cdot 10^{-5}}{18} = 0,00029$$

На выходе раствора и входе газа

$$x^2 = \frac{1 - x_1}{x_1} \cdot \frac{M_{гЛН}}{M_{в}}$$

$$x^1 = \frac{1 - 0,94}{0,94} \cdot \frac{92,7}{18} = 0,33$$

$$y^1 = \frac{22,4 \cdot C_{н}}{M_{в}}$$

$$y^2 = \frac{22,4 \cdot 250 \cdot 10^{-5}}{18} = 0,003$$

$$M_{гЛН} = \sum M_i \cdot y_i$$

$$M_{гЛН} = \sum 106,1 \cdot 0,84 + 18 \cdot 0,05 + 16 \cdot 0,664 + 30 \cdot 0,023 + 44 \cdot 0,012 + 58 \cdot 0,008 = 92,7$$

Таблица 9 - Расчет координат линии равновесия

Массовые доли, x_i	$M_{ср}$	$P_i, Па$	X_i мольные концентрации	y_i
0,01	101	70	0,056	0,000047
0,02	96,6	90	0,107	0,00013
0,03	92,5	400	0,154	0,00027
0,05	85,3	640	0,236	0,00044
0,1	71,2	1050	0,395	0,0007

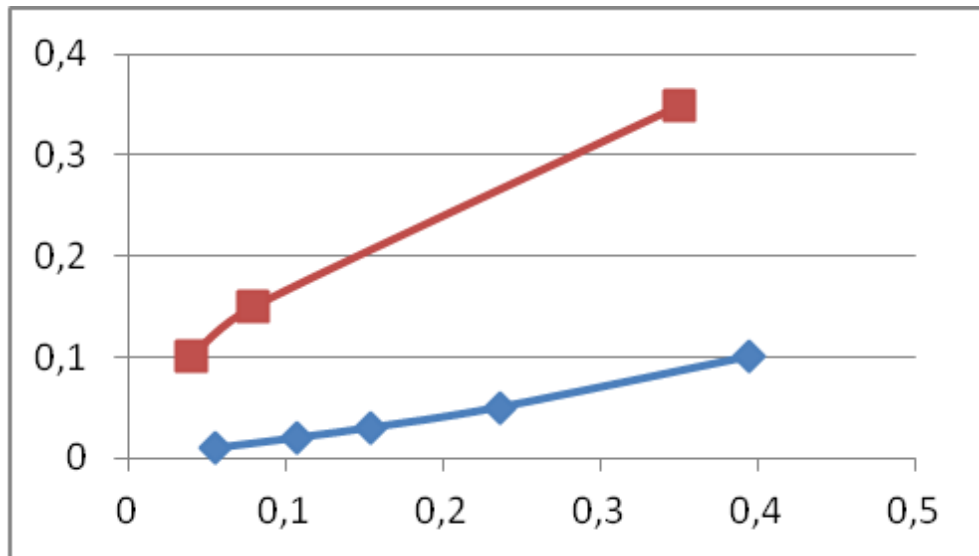


Рисунок 1 - График определения числа теоретических тарелок

По графику число теоретических тарелок равно $N_m=2$ принимаем к.п.д. тарелки $n_m=0,15$ тогда число действительных тарелок

$$d = N_m / n_{mд} = 2 / 0,15 = 13$$

Расчет размеров абсорбера

Диаметр абсорбера определяем по формуле:

$$D = \frac{\frac{1800 \cdot G_{г.н}}{\rho_{г.н}} + \sqrt{(K_0 C + 35) \cdot \frac{G_y}{\sqrt{\rho_{п.у} \cdot (\rho_{г.н} - \rho_{п.у})}}}}{K_0 C + 35}$$

где, $G_{г.н}$ - расход насыщенного абсорбента;

$K_0 = 0,25$ - коэффициент;

$C = 480$ - коэффициент для абсорбера в зависимости от расстояния между тарелками;- расход газа;

ρ - плотность жидкости или пара.

$G_{г.н} = 7891,1 / 3600 = 2,2 \text{ кг/с}$

$$D = \frac{\frac{1800 \cdot 2,2}{1125} + \sqrt{(0,25 \cdot 480 + 35) \cdot \frac{513985,8}{\sqrt{14,2 \cdot (1125 - 14,2)}}}}{0,25 \cdot 480 + 35} = 5,1 \text{ м}$$

Принимаем ближайший диаметр по ГОСТу равный 5000 мм

Рабочая высота аппарата $H_p = h_1 + h_2 + h_3$

где h_1 - высота нижней камеры аппарата- высота занятая тарелками-

высота верхней камеры аппарата принимаем высоту нижней камеры $h_1 = 5 \text{ м}$

$= (N_d - 1) h_m$

$= 0,6$ расстояние между тарелками

$= (13 - 1) 0,6 = 7,2 \text{ м}$

Высоту верхней камеры принимаем $h_3 = 5 \text{ м}$

Тогда общая высота $17,2 \text{ м}$

$H_p = 5 + 7,2 + 5 = 17,2 \text{ м}$

Плотность газа:

$$\rho_n = \frac{21,8 \cdot 273 \cdot 6,3}{22,4 \cdot (42 + 273) \cdot 0,1} = 53,14 \text{ кг/м}^3$$

Плотность жидкости: $\rho_{ж} = 1020 \text{ кг/м}^3$.

Расчет основных конструктивных размеров вспомогательного аппарата.

Тепловую нагрузку аппарата определяют, составляя тепловой баланс абсорбера:

$$Q = G_1 (It_1 - It_2) \eta = G_2 (It_3 - It_4)$$

где Q - тепловая нагрузка аппарата, G_2 - количество горячего и холодного теплоносителя, кг/ч, It_2 - энтальпия горячего теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, кДж/кг; η - к.п.д. теплообменника, практически равен 0,95-0,97, It_4 - энтальпия холодного теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, кДж/кг;

Энтальпию потоков находят из приложений 28, 29 [6]

$$(10,76-5,8)0,95 = G_2(6,5-3,2)(10,76-5,8)0,95 = 1721660,1 = 366310,65 \text{ кг/ч}$$

отсюда,

$$= 1721660,1 \text{ кДж/ч}$$

Поверхность теплообмена определяют из уравнения теплопередачи.

$$= K \cdot F \cdot t_{cp},$$

отсюда,

$$F = Q / K \cdot t_{cp},$$

где, поверхность теплообмена, м^2 коэффициент теплопередачи, кДж / ($\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$) средняя логарифмическая разность температур, К

Коэффициент теплопередачи K принимаем на основании практических данных равным $125 \text{ Вт/ м}^2 \cdot \text{К}$

Средняя разность температур в случае противотока выражается уравнением

$$t_{cp} = \frac{\Delta T_{в} - \Delta T_{н}}{2,31 \lg \frac{\Delta T_{в}}{\Delta T_{н}}}$$

$\Delta T_{в}$, $\Delta T_{н}$ - высшая и низшая разности температур между потоками у концов теплообменника, К

Схема теплообмена следующая:

$$T_1 = 353 \text{ К} \text{ горячий поток } T_2 = 323 \text{ К}$$

$T_3 = 318\text{K}$ горячий поток $T_4 = 298\text{K}$

$$tcp = \frac{30 - 20}{2,31g \frac{30}{20}} = 24,7$$
$$= 1721660,1 / 125 \cdot 24,7 = 557,6\text{m}^2$$

По полученным результатам выбираем кожухо-трубчатый теплообменник с плавающей головкой, имеющий следующие размеры:

Дкожуха = 1,4 м труб = 0,025·0,002 м труб = 6 м аппарата = 6м,

Число ходов = 4.

Площадь самого узкого сечения в межтрубном пространстве = 0,153м² кожуха - диаметр кожуха, м аппарата - высота всего аппарата, м труб - длина труб, м труб - диаметр труб, м [6]

1.4 Механический расчет

Основные размеры колонных аппаратов определяют на основании технологических и гидродинамических расчетов

Расчет ветрового момента

Разбиваем колонну по высоте на два расчетных участка тогда равнодействующие ветровых нагрузок на эти участки будут:

$$P_x = V \cdot c \cdot q \cdot H \cdot D$$

где V - коэффициент увеличения скоростного напора ветра за счет динамического воздействия, вызванного порывами ветра:

$$V = 1,64$$

c - аэродинамический коэффициент обтекания (для круглых аппаратов $c=0,6$) - значение ветрового напора по высоте - наружный диаметр колонны высота расчетного участка

$$P_1 = V \cdot c \cdot q_1 \cdot H_1 \cdot D = 1,64 \cdot 0,6 \cdot 350 \cdot 10 \cdot 5 = 17220\text{H}$$

$$P_2 = V \cdot c \cdot q_2 \cdot H_2 \cdot D = 1,64 \cdot 0,6 \cdot 470 \cdot 7,2 \cdot 5 = 16650\text{H}$$

Равнодействующая нагрузок на площадки

$$P' = V \cdot c' \cdot q \cdot F$$

$c' = c \cdot \varphi = 1,4 \cdot 0,36 = 0,5$ приведенный аэродинамический коэффициент -

площадь вертикальной проекции:

$$P_1 = B \cdot c \cdot q_1 \cdot F_1 = 1,64 \cdot 0,5 \cdot 490 \cdot 14 = 5620 \text{ Н}$$

$$P_2 = B \cdot c \cdot q_2 \cdot F_2 = 1,64 \cdot 0,5 \cdot 525 \cdot 14 = 6030 \text{ Н}$$

У основания колонны ветровой момент

$$M = P_1 h_1 + P_2 h_2 +$$

$$+ P_1 h_1^2 + P_2 h_2^2 = 17220 \cdot 5 + 16650 \cdot 15 + 5620 \cdot 10 + 6030 \cdot 15 = 0,48 \cdot 10^6 \text{ Н} \cdot \text{м}$$

Расчет сечений на устойчивость рассчитываем сечение у основания колонны:

$$\varphi.c = \frac{1}{1 + 23 \left[\frac{Q \cdot T}{E} \cdot \frac{D}{2(S-c)} \right]^2}$$

$$\varphi.c = \frac{1}{1 + 23 \left[\frac{100}{2,5 \cdot 10^5} \cdot \frac{5010}{2(12-2)} \right]^2} = \frac{1}{1,36} = 0,73$$

$$\text{доп} = \pi \cdot D(S-c) \cdot \varphi.c [\sigma] = 3,14 \cdot 5010(12-2) \cdot 0,73 \cdot 134 = 15,4 \cdot 10^6 \text{ Н}$$

$$M_{\text{доп}} = (\pi/14) \cdot D^2(S-c) \cdot \varphi.n [\sigma] = 0,224 \cdot 5010^2 \cdot (12-2) \cdot 0,91 \cdot 134 = 1,37 \cdot 10^9 \text{ Н} / Q_{\text{доп}} + M/M_{\text{доп}} = 1270 \cdot 10^6 / (15,4 \cdot 10^6) + 0,48 \cdot 10^9 / 1,37 \cdot 10^9 = 0,108 + 0,35 = 0,458 < 1,0$$

Условия устойчивости удовлетворяется по.

Определение толщины стенки сферических неотбортованных днищ вертикального сварного абсорбера. Используется материал сталь марки Ст 3.

Расчет толщины верхнего днища. Находим условное меридиальное изгибающиеся напряжение в месте соединения днища с обечайкой:

$$\sigma_y = \sigma_{ид} * \frac{10}{P_в},$$

где, $\sigma_{ид}$ - изгибающее напряжение днища.

$P_в$ - внутреннее давление системы

$$\sigma_y = 140 * \frac{10}{6,3} = 222,2 \text{ Мн} / \text{м}^2$$

Номинальную расчетную толщину днища для внутреннего диаметра – $D_в = 2,94 \text{ м}$ при $\sigma_y = 222,2 \text{ Мн} / \text{м}^2$ выбираем, равной для ближайшего меньшего

значения $\sigma_2 = 210 \text{ Мн/м}^2$ - $S_{11}=60 \text{ мм}$.

Толщину стенки с учетом прибавок C_k и C_o находим по формуле:

$$= S_{11} = S - C_k + C_o = 60 + 1 + 1 = 62 \text{ мм},$$

где, $C_k=1$; $C_o=1$ - прибавки к толщине стенок.

Расчет толщины нижнего днища. Расчетное давление в нижней части аппарата с учетом гидростатического давления определяется по формуле:

$$P_H = P_c + g \rho_{ж} H_{ж} \cdot 10^{-6},$$

где, $H_{ж} = 1,5 \text{ м}$ - высота жидкости;

$$P_H = 6,3 + 9,81 \cdot 1020 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 6,315 \text{ Мн/м}^2.$$

Условное меридиальное изгибающее напряжение в месте соединения днища с обечайкой:

$$\sigma_y = \sigma_{ид} \cdot \frac{0,1}{P_H} = 140 \cdot \frac{10}{6,315} = 221,2 \text{ Мн/м}^2$$

Номинальную расчетную толщину стенки днища для $D_v=2,94 \text{ м}$ при $\sigma_y = 221,2 \text{ Мн/м}^2$ выбираем равной $S'=60 \text{ мм}$.

Толщина стенки с учетом прибавки C_k и C_o :

$$= S' + C_k + C_o = 62 \text{ мм}.$$

Заключение (Conclusion)

В материалах статьи представлены специальные разделы работы как: расчеты состава очищенного газа, критических параметров, данные расчета материального баланса состава газовой смеси, точки росы углеводородного (УВ) газа, количество абсорбента, коэффициент сжимаемости газа, материальный баланс процесса осушки, тепловой баланс абсорбера, поправка теплоемкости на давление в аппарате, расчет фактора ацентричности, температура насыщенного абсорбента, число теоретических тарелок определить графически, расчет координат линии равновесия, диаметр абсорбера, рабочая высота аппарата, плотность газа и жидкости.

Список литературы (References):

1. Асылбек, Аманбекович Батталханов Метан на транспорте. Проблемы, задачи и перспективы развития рынков компримированного природного газа: моногр. / Асылбек Аманбекович Батталханов. - М.: Издательские решения, 2019. - 783 с.
2. Бабаев, Али-Икрам Гидраты природных газов - источники энергии недалекого будущего / Али-Икрам Бабаев. - М.: LAP Lambert Academic Publishing, 2018. - 649 с.
3. Берлин, Марк Абрамович Квалифицированная первичная переработка нефтяных и природных углеводородных газов: моногр. / Берлин Марк Абрамович. - М.: Советская Кубань, 2017. - 921 с.
4. Ван-Дайк, М. Альбом течений жидкости и газа / М. Ван-Дайк. - М.: [не указано], 2014. - 403 с.
5. Вовк, Владимир Степанович Крупномасштабное производство сжиженного природного газа / Вовк Владимир Степанович. - М.: Недра, 2016. - 617 с.
6. Глушков Анализ проблемы поиска альтернативы нефти и природному газу / Глушков, Александрович Владимир. - М.: Ижевск: Регулярная и хаотическая динамика, 2015. - 200 с.