

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ОСУШКИ ГАЗА С ПРИМЕНЕНИЕМ НОВОГО АБСОРБЕНТА

А.Н.Гурбанов

ГНКАР «Институт научных исследований», Азербайджан, г. Баку, ул. Зардаби, 88,
тел./факс (99412) 4335390, e-mail: aznsell@eidata.net

Подаются результаты розробляння нового абсорбенту як осушувача газу та інгібітору гідратоутворення на базі місцевих хімічних продуктів та його використання з метою запобігання технологічним ускладненням у процесі підготовки природного і супутнього газу до його транспортування, а також розрахунки технологічного процесу.

За результатами технологічного розрахунку і впровадження монопропіленгликолю для осушування газу вибрано оптимальний склад абсорбенту та технологічний режим роботи установки осушування газу.

Крім того, подається розрахунок матеріального балансу установки регенерації абсорбенту насичення водяною парою, що використовується.

Результати випробовування нового абсорбенту для осушування газу на діючих установках осушування в НГДУ «Гум адасы» підтвердили точність технологічних показників, отриманих шляхом розрахунку.

Ключові слова: адсорбент, гідратоутворення

Приведены результаты разработки нового абсорбента на основе местных химических продуктов для использования в качестве осушителя газа и ингибитора гидратообразования, а также представлены результаты его применения для предотвращения технологических осложнений при подготовке природного и попутного газа к транспорту. Приводится расчет технологического процесса.

По результатам технологического расчета и внедрения монопропиленгликоля для осушки газа выбран оптимальный состав абсорбента и технологический режим работы установки осушки газа.

Кроме того, приведен расчет материального баланса установки регенерации используемого абсорбента насыщенным водяным паром.

Результаты испытания нового абсорбента для осушки газа на действующих установках осушки в НГДУ «Гум адасы» подтвердили точность технологических показателей, полученных расчетным путем

Ключевые слова: адсорбент, гидратообразование

Detailed data about the results of new hydrate forming inhibitors and gas appliance on the base of local chemical products in order to prevent technological complications during natural and associated gas recovery and transportation presented. Also the estimation of process technology presented. On the base of results of design material balance rich absorbent.

Also the results of production experiments introduced absorbent – monopropylene glycol of dry gas in return for import triethylene glycol have been presented.

On the base of the results development monopropylene glycol for gas dewatering select optimal composition of absorbent and operating practices of gas dewatering.

The results of testing new absorbent of gas dewatering on operating facility at NGDU after “Gum adasi” with process design have been confirmed.

Keywords: adsorbent, gas dehumidifiers

При добыче, сборе и промышленной обработке природного газа в связи с изменением термодинамических условий в системе имеют место различные технологические осложнения, в том числе и образование гидратных пробок. В свою очередь, это явление нарушает нормальный режим работы скважин, установки комплексной подготовки газа, а также магистральных газопроводов. Во избежание указанных явлений, а также потери огромного количества газа и химического реагента, необходимо проводить мероприятия, направленные на обеспечение условий бесперебойной транспортировки газа на нефтегазодобывающие объекты. С этой целью требуется решить проблемы осушки газа и борьбы с гидратообразованием в системе промышленной подготовки газа к дальнему транспорту.

Учитывая вышеизложенное, настоящая работа посвящена выбору оптимального технологического режима работы установки осушки

газа с применением нового абсорбента – монопропиленгликоля (МППГ) в качестве осушителя и ингибитора гидратообразования при подготовке газа к транспорту с рассмотрением математического описания процесса.

Расчет проведен на примере установки осушки газа действующей в НГДУ «Гум адасы» Производственного Объединения «Азнефть».

Сырой газ поступает в сепаратор первой ступени, где происходит его грубая очистка. Для определения количества газовой смеси, выводимой из сепаратора, рассчитывается количество парогазовой смеси, получающейся при однократной конденсации (ОК) исходной смеси при давлении $P_1=12,0$ МПа и температуре 20°C . Алгоритм расчета однократного испарения (ОИ) является одним из самых распространенных при расчетах технологических процессов газопереработки (1).

Процесс однократного испарения может протекать при известных (заданных) темпера-

туре и давлении входящего потока. Перед расчетом процесса однократной конденсации или испарения необходимо определить фазность системы. Если система находится в однофазном парообразном состоянии, то процесс однократной конденсации или испарения невозможен. Определив фазность системы и убедившись в том, что процесс ОК-ОИ возможен, можно приступать к расчету самого процесса. Рассмотрен более простой вариант расчета процесса, когда известны температура и давление газа. В этом случае исходной информацией является количество Φ , состав исходной смеси $C_{и}$, температура T и давление P системы, при которых требуется определить количество паровой и жидкой фаз и их составы (y_i и x_i), выводимые из сепаратора. Таким образом, нужно определить $2n+2$ неизвестных, где n – число компонентов. Для их определения использованы:

– уравнение общего материального баланса:

$$F = G + L, \quad (1)$$

где: Φ – количество; G – газовая фаза; L – жидкая фаза;

– уравнение многокомпонентного материального баланса:

$$F c_i = G y_i + L x_i, \quad (2)$$

где y_i и x_i – молярная доля любого компонента, соответственно, газовой или жидкой фазы.

– уравнение соотношения состава фаз из условий равновесия:

$$y_i = k_i \cdot x_i, \quad (3)$$

где k_i – константы равновесия.

Расчет заканчивается при

$$\frac{|l^{(n+1)} - l^{(n)}|}{l^n} \cdot 100\% \leq 5\%.$$

Затем составляются уравнения материального и теплового балансов отпарной колонны и десорбера.

После второй ступени сепарации газ, пройдя через контактор, где производится окончательная его осушка по точке росы, должен соответствовать отраслевому стандарту. С этой целью газ после первой ступени сепарации подвергается дросселированию и во избежание гидратообразования перед дросселированием в него вводится МПГ 97-98% вес. Расчет количества МПГ ведем по следующему алгоритму.

Определяем температуру начала гидратообразования. Понижение температуры гидратообразования за счет ингибирования определяется по формуле Гамершмидта: (2)

$$\Delta t = \frac{K \cdot W_{инг}}{M \cdot (100 - W_{инг})}, \quad (4)$$

где: $K = 4000$;

M – молекулярная масса ингибитора;

$W_{инг}$ – массовая доля ингибитора, %.

Затем уточняем, укладывается ли возможный режим работы аппарата по температуре в полученный диапазон понижения температуры гидратообразования. Если укладывается, то гидрат образовываться не будет, и потому необ-

ходимо увеличить концентрацию ингибитора гидратообразования и повторить расчет понижения температуры гидратообразования. Температура газа после дроссель-эффекта T_2 определяется на основании теплового баланса:

$$G_{газ} H(T_1, P_1) + G_{МПГ} C_{МПГ}(P_1, T_1) = G_{газ} H(P_2, T_2) + G_{МПГ} C_{МПГ}(P_2, T_2), \quad (5)$$

где: T_1 – температура газа до дроселя, $^{\circ}C$;

P_1 – давление до дроселя, МПа;

P_2 – давление после дроселя, МПа;

T_2 – искомая температура, $^{\circ}C$;

$G_{газ}$ – количество газа после сепаратора 1 ступени, $м^3/час$.

Точка росы осушенного газа ограничена отраслевым стандартом, ее величина задана. Таким образом, зная температуру в аппарате и точку росы осушенного газа (рис. 1), находим необходимую концентрацию МПГ- X_1 .

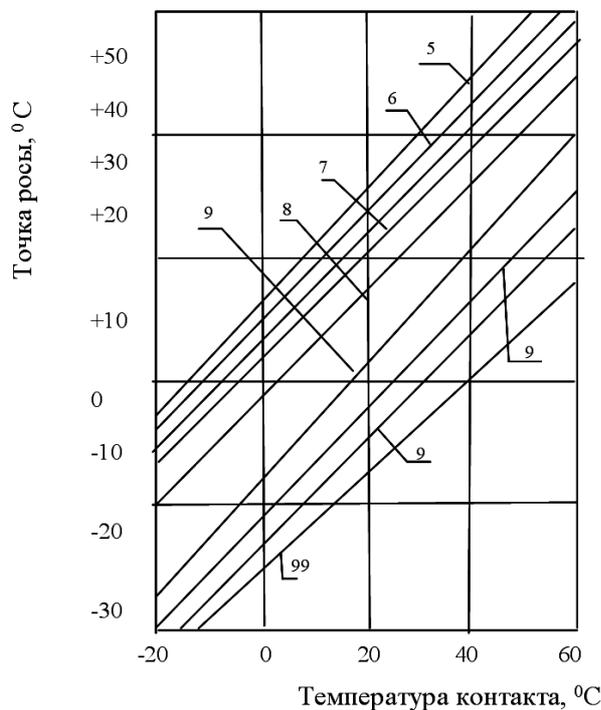


Рисунок 1 – Зависимость точки росы осушаемого газа при различных температурах контакта водных растворов МПГ

Сравниваем $W_{инг}$ и X_1 . Если $X_1 < W_{инг}$, то заданная точка росы не будет обеспечиваться, поэтому необходимо X_1 взять равным $W_{инг}$ и повторить расчет, начиная с момента определения понижения температуры гидратообразования.

Для определения расхода монопропиленгликоля сначала необходимо найти количество извлекаемой влаги. Влагосодержание газа можно определить, воспользовавшись следующим уравнением:

$$W = A/P + B, \quad (6)$$

где: A – коэффициент влагосодержания идеального газа;

B – коэффициент, зависящий от состава газа;

P – давление газа.

Значение коэффициентов А и В приведены в работах (3). Тогда количество извлекаемой влаги определится по формуле:

$$W = G_{\text{газ}} [W(P_2, T_2) - W(P_2, T_p)] . \quad (7)$$

Зададимся концентрацией МПГ на выходе из аппарата X_2 . Тогда расход МПГ составит:

$$G_{\text{МПГ}} = W X_2 / (X_1 - X_2) . \quad (8)$$

Сравним рассчитанное количество с первоначально взятым. Если значения не совпадают с точностью до 5%, то делаем пересчет, начиная с расчета температуры после дросселя.

Количество осушенного газа, выводимого из сепаратора второй ступени, образованное при однократном испарении при давлении P_2 и температуре T_2 , определяется по описанной выше методике. В результате расчета получим состав и количество осушенного газа, количество выделившейся влаги, МПГ и состав выделившегося конденсата.

Конденсат и МПГ направляются в отстойник, где они разделяются. МПГ собирается в специальной емкости, откуда направляется в отпарную колонну.

Материальный баланс аппарата регенерации

Уравнение материального баланса отпарной колонны имеет вид:

$$G_{\text{НМПГ}} + G_{\text{ж}} = G_{\text{ПС}} + G_{\text{ж}} G^1_{\text{ж}} . \quad (9)$$

Левая часть уравнения соответствует приходу материальных потоков, (кг/ч):

$G_{\text{НМПГ}}$ – насыщенный раствор МПГ, подаваемый на регенерацию;

$G_{\text{ж}}$ – жидкость из испарителя;

Правая – расходу материальных потоков (кг/ч):

$G_{\text{ПС}}$ – расход пара;

$G_{\text{ж}}$ – жидкость в испарителе;

$G^1_{\text{ж}}$ – регенерированный раствор МПГ.

Для определения количества пара, выводимого из аппарата, рассчитывается количество пара, образованного при однократном испарении насыщенного раствора монопропиленгликоля. Однократному испарению раствор МПГ подвергается дважды: первый раз - при вводе сырья ($G_{\text{НМПГ}}$) в аппарат и второй – при однократном испарении сырья. Мольная доля отгона L^1 рассчитывается по методу А.М.Трегубова. (4)

Константы фазового равновесия для раствора МПГ рассчитываются по формуле:

$$K_{\text{МПГ}} = P_{\text{МПГ}} : \pi , \quad (10)$$

где $P_{\text{МПГ}}$ – давление насыщенного пара МПГ, Па.

Давление насыщенного пара МПГ в интервале температур от 70 до 100°C можно вычислить по уравнению

$$\lg P_{\text{МПГ}} = \alpha - B/T,$$

где T – температура, °С.

Для подачи в сепаратор осушки газа требуется раствор, содержащий X_1 масс. долей МПГ,

поэтому величину массовой доли МПГ после вторичного однократного испарения необходимо сравнить с X_1 . Если расчетная величина не меньше исходной, то условие регенерации выполняется, если меньше - то необходимо изменить температуру подачи НМПГ.

После первого однократного испарения имеем:

количество парогазовой смеси

$$G^1_n = \varepsilon_{\text{нмпг}} \text{ (кг/ч);}$$

количество жидкости

$$G_{\text{ж}} = G_{\text{НМПГ}} - G_n \text{ (кг/ч).}$$

После второго однократного испарения имеем:

количество парогазовой смеси

$$G^1_n = I_2 G_{\text{ж}} \text{ (кг/ч);}$$

количество жидкости

$$G^1_{\text{ж}} = G_{\text{ж}} - G^1_n \text{ (кг/ч).}$$

Для проведения расчета материального баланса отпарной колонны необходимо учесть следующие факторы, приведенные в таблице 1.

Уравнение теплового баланса десорбера в общем виде имеет вид:

$$QG_{\text{НМПГ}} + QG_{\text{ж}} + QG_o = Q^1 G_{\text{ж}} + QG_{\text{ж}} + QG^1_{\text{ж}} + QG^1_o . \quad (11)$$

Левая часть уравнения отвечает притоку тепла (кВт):

$QG_{\text{НМПГ}}$ – с насыщенным раствором МПГ, подаваемым в аппарат на регенерацию;

$QG_{\text{ж}}$ – с нагретым в испарителе жидким остатком после однократного испарения потока;

QG_o – с орошением верха аппарата;

Правая – расходу тепла (кВт):

$Q^1 G_{\text{ж}}$ – с жидким остатком первого однократного испарения сырья, направляемым в испаритель;

$QG^1_{\text{ж}}$ – с паром;

$QG_{\text{ж}}$ – с регенерированным раствором МПГ;

QG^1_o – с испаряющимся водяным орошением.

Количество тепла, вносимое в аппарат насыщенным раствором МПГ, рассчитывается по уравнению:

$$QG_{\text{НМПГ}} = G_{\text{НМПГ}} / \Psi_{T_2} l_1 + h_{T_2} (l - l_1) , \quad (12)$$

где: Ψ_{T_2} – энтальпия парогазовой смеси, $\varepsilon_{\text{ж}}$ образовавшейся при однократном испарении сырья при t_2 , кДж/кг;

h_{T_2} – энтальпия жидкости $G_{\text{ж}}$, образовавшейся при однократном испарении сырья при той же температуре, кДж/кг.

Энтальпия парогазовой смеси G_n рассчитывается по формуле:

$$\Psi_{T_2} = G_n T_2 , \quad (13)$$

где G_n – теплоемкость парогазовой смеси, кДж/кг.

Теплоемкость пара раствора МПГ определяется по формуле:

$$C_{\text{МПГ}} = H_{\text{МПГ}} / T_2 , \quad (14)$$

где $H_{\text{МПГ}}$ – энтальпия пара МПГ при температуре T_2 , кДж/кг.

Таблица 1 – Материальный баланс отпарной колонны

Поток, поступающий в колонну	Количество, кг/ч	Поток, выводимый из колонны	Количество, кг/ч
Насыщенный раствор МПГ	$G_{нМПГ}$	Парогазовая смесь	G_n
Жидкость из испарителя	$G_ж$	Жидкость в испарит.	$G_ж$
Орошение	G_o	Орошение	G_o
---		Регенерир.раствор	$G_ж$
Σ	Σ_1		Σ_2

Таблица 2 – Зависимость теплоты испарения МПГ от температуры

Температура, °С	40	60	80	100	120	140	160
Теплота испарения, Дж/г	871	854	837	816	795	779	754
Кал/г	208	204	200	195	190	186	180

Таблица 3 – Тепловой баланс отпарной колонны

Наименование теплового баланса	Температура	Кол-во тепла
Приход		
Насыщенный раствор	T_2	$G_{нМПГ}$
Жидкость из испарителя	T_1	$G_{Эж}$
Орошение	T_0	$G_{Эo}$
Расход		
Жидкость в испаритель	T_2	$Q^1 G_ж$
Пар из аппарата	T_n	$Q G_n$
Регенерированный МПГ	T_1	$Q G_ж$
Испаренное орошение	T_n	$Q G_o$
$\Sigma_2 + Q G_o$		

Энтальпия пара МПГ рассчитывается по формуле:

$$H_{МПГ} = h_{МПГ} + r,$$

где: $h_{МПГ}$ – энтальпия жидкого МПГ при той же температуре T_2 , кДж/кг;

r – теплота испарения МПГ при той же температуре, кДж/кг;

Энтальпия жидкого МПГ равна

$$h_{МПГ} = C T_2,$$

где C – теплоемкость МПГ при температуре T_2 , кДж/кг, °Ж.

Зависимости теплоты испарения монопропиленгликоля от температуры приведены в таблице 2.

Количество тепла, которое вносится в аппарат раствором МПГ при температуре T_1 , рассчитывается по уравнению:

$$Q G_ж = G_ж [H_{t_1} l_2 + h_{t_1} (1-l_2)]. \quad (15)$$

Расчет проводится аналогично описанному выше. Количество тепла, выносимое из аппарата жидким остатком первого однократного испарения сырья при температуре T_2 , равно:

$$Q^1 G_ж = G_ж \times h_{t_2} \text{ (кВт)}. \quad (16)$$

Количество тепла, выносимое из аппарата паровая смесь при температуре T_n , равно:

$$Q G_n = G_n C_n t_n \text{ (кВт)}. \quad (17)$$

Количество тепла, выносимое из аппарата регенерированный раствор МПГ при температуре T_1 составляет:

$$Q G^1_ж = G^1_ж h_{t_1} \text{ (кВт)}. \quad (18)$$

Количество тепла, выносимое из аппарата регенерированный МПГ при температуре T_1 , составляет:

$$G_{Эж}^1 = \Theta^1_{жщ} t_1 \text{ (кВт)}. \quad (19)$$

Тепловой баланс аппарата представлен в таблице 3.

Из теплового баланса отпарной колонны имеем:

$$\Sigma_1 + Q G_o = \Sigma_2 + Q^1 G_o \quad (20)$$

или

$$Q^1 G_o - Q G_o = \Sigma_1 - \Sigma_2 = \Delta. \quad (21)$$

Решая последнее уравнение относительно количества оросительной воды, получим:

$$G_o = (3600 \times \Delta) : (\Psi_{T_n} \cdot \text{кг/ч}), \quad (22)$$

где: H_{T_n} – энтальпия водяного пара при температуре T_n ;

H_{T_o} – энтальпия воды при температуре T_o .

На основании вышеизложенного алгоритма, экспериментальных и промышленных данных по использованию монопропиленгликоля для осушки газа и предупреждения гидратообразования проведены расчеты на примере установки осушки газа НГДУ «Гум адасы»:

Исходные данные для расчета были следующие:

Относительная плотность газа, г/см ³	– 0,6
Давление газа, МПа	– 12,0
Температура газа, °С	– 20,0
Влагосодержание газа, г/м ³	– 0,6
Производительность установки по газу, тыс. м ³ /Г	– 74,0

В результате расчета влагосодержание газа при вышеуказанных параметрах составляет 0,6 г/м³. После дросселирования газа (от 12,0 до 5,5 МПа) температура газа снижается до минус 8°С. При работе сепаратора С-2 без применения ингибитора при указанном режиме наблюдается интенсивное образование гидратов.

Расчетным путем установлено, что безгидратный режим работы установки обеспечивается С₁=67%-ным водным раствором монопропиленгликоля. Согласно результатам расчета для обеспечения точки росы осушенного газа по влаге согласно требованиям отраслевого стандарта необходим впрыск монопропиленгликоля в газовый поток с концентрацией С₂=98% масс. Сравнивая С₁ и С₂, выбираем С₂=98%, которая полностью обеспечивает осушку газа и безгидратный режим работы установки.

Влагосодержание газа после дросселирования до 5,5 МПа составляет 0,21 г/м³.

Количество извлекаемой влаги Q = 29,6 кг/час.

Концентрация монопропиленгликоля на выходе из сепаратора С-2 С₃= 71%, тогда расход МПГ составит Q = 87,56 кг/час.

Расход 71% насыщенного монопропиленгликоля составляет 123,32 кг/час. Насыщенный раствор МПГ подается в отпарную колонну с температурой 30°С. Давление в аппарате 0,1МПа; при данных условиях однократного испарения не происходит. В испарителе поддерживается температура 130°С.

Мольный состав насыщенного монопропиленгликоля:

$$X_{МПГ} = 0,2546;$$

$$X_{H_2O} = 0,7454.$$

Константы равновесия при 0,1 МПа и t = 130°С:

$$K_{МПГ} = 0,03448;$$

$$K_{H_2O} = 3,545.$$

$$\text{Мольная доля отгона } E^1 = 0,6719.$$

Состав жидкой фазы мольной доли, уходящей из отпарной колонны:

$$X_{МПГ} = 0,725;$$

$$X_{H_2O} = 0,275.$$

Состав газовой фазы (мольные доли):

$$Y_{МПГ} = 0,025;$$

$$Y_{H_2O} = 0,975.$$

Массовая доля отгона:

$$E = 0,2546.$$

Весовой состав полученной жидкой фазы:

$$X_{МПГ} = 0,9815;$$

$X_{H_2O} = 0,0185$, т.е. получен 98% масс. регенерированный монопропиленгликоль.

Расход полученной жидкости равен 88 кг/час – 98% МПГ, т.е. 100% МПГ – 83,73 кг/час. Количество потерь гликоля в системе равно $87,56 - 83,73 = 3,83$ кг/час или 52г/1000м³ газа.

Результаты, полученные при промышленных испытаниях на установки осушки газа на промыслах НГДУ «Гум адасы» с использованием монопропиленгликоля полностью подтвердились расчетными данными.

При сравнении результатов установлено, что по всем показателям монопропиленгликоля погрешность составляет 2-6%, что допустимо для промысловых условий. Результаты расчета дали возможность выбрать оптимальный технологический режим работы установки осушки газа с применением монопропиленгликоля в НГДУ «Гум адасы».

Литература

- 1 Скобло А.И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / А.И. Скобло, И.А. Трегубова, Ю.К. Молоканов; Изд. 2-е. – М.: Химия, 1982. – 584 с.
- 2 Бекиров Т.М. Сбор и подготовка к транспорту природных газов / Т.М.Бекиров, А.Т.Шаталов. – М.: Недра, 1986. – 260 с.
- 3 Кембел Д.М. Очистка и переработка природных газов / Д.М. Кембел. – М.: Недра 1981. – 345 с.

Стаття надійшла до редакційної колегії

24.04.10

*Рекомендована до друку професором
Кондратом Р.М.*