

## РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ОСУШКИ ГАЗА С ПРИМЕНЕНИЕМ АБСОРБЕНТА В НГДУ «ГУМ АДАСЫ»

Ф.М. Мамедов, Ф.Г. Сейфиев

ПО "Азеригаз", Аз. 1021, г. Баку, ул. Й. Везиров, 11,  
e-mail: a z q a z @ s o c a r . a z

*Розглянуто технології збору, осушення і підготовки до транспортування природних і супутних газів у морських умовах нафтогазових родовищ Виробничого об'єднання «Азнефть».*

*Під час видобування, збору та транспортування газу в результаті зміни термодинамічних показників в системі утворюються технологічні ускладнення (гідрати, солевідкладення тощо). Ці ускладнення порушують нормальний робочий режим свердловин та роботу установки підготовки газу та магістральних газопроводів. Це пов'язано із втратою великої кількості газу, газового конденсату і хімічних реагентів. Тому з метою забезпечення безперерйного транспортування газу в промислових умовах необхідно запобігти утворенню гідратних з'єднань в технологічній системі й осушення від водяної пари підготовлюваного до транспортування газу.*

*Наведено результати розробленого нового абсорбенту на основі місцевих хімічних продуктів як осушувача газу та інгібітора гідратоутворення, результати його застосування для запобігання виникненню технологічних ускладнень при підготовці природного і попутного газу до транспортування. Також наведено розрахунки технологічного процесу.*

*На підставі результатів впровадження монопропіленгліколю для осушення газу і технологічного розрахунку вибрано оптимальний склад абсорбенту та технологічний режим роботи установки осушки газу.*

*Підтвердилися точністю результати випробування нового абсорбенту для осушки газу на діючих установках осушки в НГВУ «Гум Адаси» з досягнутим технологічним показником розрахунковим шляхом.*

**Ключові слова:** абсорбент, монопропіленгліколь, регенерація

*Рассмотрены технологии сбора, осушки и подготовки к транспортировке природных и попутных газов в морских условиях нефтегазовых месторождений Производственного объединения «Азнефть».*

*Во время добычи, сбора и транспортировки газа в результате изменения термодинамических показателей в системе образуются технологические осложнения (гидраты, солеотложения и тому подобное). Эти осложнения нарушают нормальный рабочий режим скважин и работу установки подготовки газа и магистральных газопроводов. Это связано с потерей большого количества газа, газового конденсата и химических реагентов.*

*Поэтому с целью обеспечения бесперебойной транспортировки газа в промышленных условиях необходимо предотвратить образование гидратных соединений в технологической системе и осушку от водяной пары приготовленного к транспортировке газа.*

*Приведены результаты разработанного нового абсорбента на основе местных химических продуктов как осушителя газа и ингибитора гидратообразования, результаты его применения для предотвращения возникновения технологических осложнений при подготовке природного и попутного газа к транспортировке. Также приведены расчеты технологического процесса.*

*На основании результатов внедрения монопропиленгликоля для осушки газа и технологического расчета выбран оптимальный состав абсорбента и технологический режим работы установки осушки газа.*

*Подтвердились точностью результаты испытания нового абсорбента для осушки газа на действующих установках осушки в НГВУ «Резин Адаси» с достигнутым технологическим показателем расчетным путем.*

**Ключевые слова:** абсорбент, монопропиленгликоль, регенерация

*The technologies of natural and associated gas gathering, gas dehydration and preparation for transportation within offshore oil and gas production fields of PA "Azneft" are considered in the article.*

*During gas recovery and transportation within offshore according to the changed results with thermodynamic coefficient in the system such technological complications as hydrate, scale, etc take place. These technological complications derange the wells' operating mode, gas treatment plant and gas main. Consequently gas, gas condensate and chemical reagents leakage is observed.*

*In order to ensure the regular gas transportation at the fields it is necessary to prevent hydrate forming in technologic system and dehydration of the gas to be transported.*

*Detailed data about the results of the new hydrate forming inhibitors and gas dehumidifier appliance on the base of local chemical products in order to prevent technological complications during natural and associated gas recovery and transportation are submitted in the article. The engineering procedure estimation has been done as 3Twell.*

*Based on the results of monopropylene glycol implementation for gas dehydration and operations calculation, the mix-and-match technique for absorbent and gas dehydration plant operating practices have been made. The results of new absorbent for gas dehydration testing on operating facility at NGDU "Gum adasi" have been confirmed.*

**Keywords:** absorbent, monopropylene glycol, regeneration

При 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 для обеспечения условий бесперебойного транспорта газа на нефтегазодобывающие объекты. С этой целью требуется решить проблемы осушки газа и борьбы с гидратообразованием в системе промышленной подготовки газа к дальнему транспорту.

Настоящая работа посвящена выбору оптимального технологического режима работы установки осушки газа с применением нового абсорбента – монопропиленгликоля (МПП) в качестве осушителя и ингибитора гидратообразования при подготовке газа к транспорту, и рассмотрению 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 грубая очистка газа. 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  $20^\circ\text{C}$ . Алгоритм расчета однократного испарения (ОИ) является одним из самых распространенных при расчетах технологических процессов газопереработки [1].

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 приступить к расчету самого процесса. Рассмотрен более простой вариант расчета процесса, когда известны температура и давление газа. В этом случае исходной информацией является количество  $\Phi$ , состав исходной смеси  $C_{ni}$ , 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:  $\Phi$  – количество;  $G$  – газовая фаза;  $L$  – жидкая фаза.

– уравнение многокомпонентного материального баланса

$$F_{ci} = G_{yi} + L_{xi}, \quad (2)$$

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

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

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

После второй ступени сепарации газ, пройдя через контактор, где производится окончательная его осушки по точке росы, должен соответствовать отраслевому стандарту. Для этой цели газ после первой ступени сепарации подвергается дросселированию и во избежание гидратообразования перед дросселированием вводится МПП 97-98% веса. Расчет количества МПП ведем по следующему алгоритму.

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

$$\Delta t = 0,556 \frac{k \cdot W_{инг}}{M(100 - w_{инг})}, \quad (4)$$

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, поэтому необходимо увеличить концентрацию ингибитора гидратообразования и повторить расчет понижения температуры гидратообразования. Температура газа после дроссельэффекта  $T_2$  определяется на основании теплового баланса:

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

где:  $T_1$  – температура газа до дросселя, К;

$P_1$  – давление до дросселя, МПа;

$P_2$  – давление после дросселя, МПа;

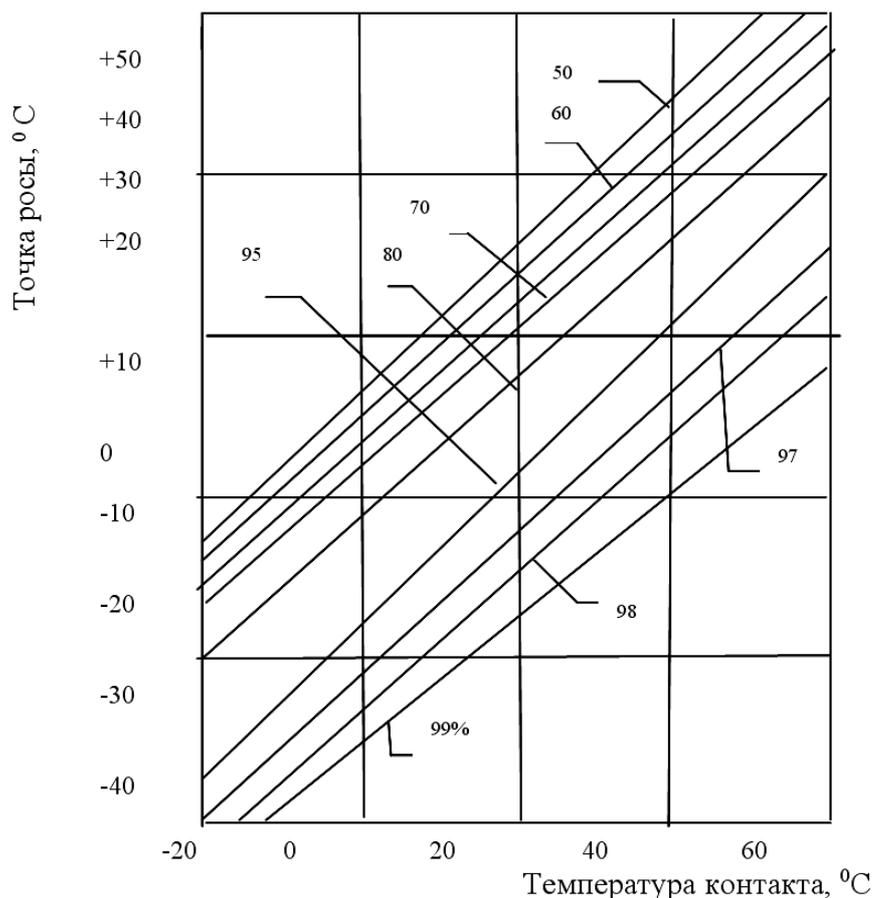
$T_2$  – искомая температура, 280К;

$G_{газ}$  – количество газа после сепаратора 1-й ступени, м<sup>3</sup>/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 МПП-Х<sub>1</sub>.

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.



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

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  $A$  и  $B$  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, количе-

ство 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.

Уравнение материального баланса отпарной колонны имеет вид:

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

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;

$G_{\text{ж}}^I$  – 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  $L^I$  – рассчитывается по методу А.М.Трегубова.

Таблиця 1 – Матеріальний баланс отпарної колонни

Поток, поступаючий в колонну	Количество, кг/ч	Поток, выводимый из колонны	Количество, кг/ч
Насыщенный раствор МПГ	$G_{НМПГ}$	Парогазовая смесь	$G_n$
Жидкость из испарителя	$G_{жс}$	Жидкость в испарителе	$G_{жс}$
Орошение	$G_o$	Орошение	$G_o$
---		Регенерированный раствор	$G_{жс}$
$\Sigma$	$\Sigma_1$		$\Sigma_2$

Константы фазового равновесия для раствора МПГ рассчитываются формуле:

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

где  $P_{МПГ}$  – давление насыщенного пара МПГ, (Па)

Давление насыщенного пара МПГ в интервале температур от 70°C до 100°C можно вычислить по уравнению  $\lg P_{МПГ} = \alpha - B/T$ , где  $T$  – температура, °C.

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

$$G_n^I = \mathcal{E}_u \text{ НМПГ} \text{ (кг/ч);}$$

– количество жидкости

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

После второго однократного испарения имеем:

– количество парогазовой смеси

$$G_n^I = l_2 G_{жс} \text{ (кг/ч);}$$

– количество жидкости

$$G_{жс}^I = G_{жс} - G_n^I \text{ (кг/ч).}$$

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

Уравнение теплового баланса десорбера в общем виде имеет вид:

$$\begin{aligned} QG_{НМПГ} + QG_{жс} + QG_o = \\ = Q^I G_{жс} + QG_{жс} + QG_{жс}^I + QG_o^I \end{aligned} \quad (11)$$

Левая часть уравнения отвечает притоку тепла (кВт):

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

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

$QG_o$  – с орошением верха аппарата;

Правая – расходу тепла (кВт):

$Q^I G_{жс}$  – с жидким остатком первого однократного испарения сырья, направляемым в испаритель;

$QG_{жс}^I$  – с паром;

$QG_{жс}$  – с регенерированным раствором МПГ;

$QG_o^I$  – с испаряющимся водяным орошением.

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

$$QG_{НМПГ} = G_{НМПГ} / \mathcal{E} m_2 l_1 + h m_2 (l - l_1), \quad (12)$$

где:  $\mathcal{E} m_2$  – энтальпия парогазовой смеси, образованной при однократном испарении сырья при  $t_2$ , кДж/кг;

$h m_2$  – энтальпия жидкости  $G_{жс}$ , образованной при однократном испарении сырья при той же температуре, кДж/кг.

Энтальпия парогазовой смеси  $G_n$  рассчитывается по формуле:

$$\mathcal{E} m_2 = G_n m_2, \quad (13)$$

где  $G_n$  – теплоемкость парогазовой смеси, кДж/кг.

Теплоемкость пара раствора МПГ определяется по формуле:

$$C_{МПГ} = H_{МПГ} / m_2, \quad (14)$$

где  $H_{МПГ}$  – энтальпия пара МПГ при температуре  $t_2$ , кДж/кг.

Энтальпия пара МПГ рассчитывается по формуле:

$$H_{МПГ} = h_{МПГ} + r \mathcal{E},$$

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:

$$h_{МПГ} = \mathcal{E} m_2$$

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:

$$Q G_{жс} = G_{жс} [H t_1 l_2 + h t_1 (1 - l_2)]. \quad (15)$$

Расчет проводится аналогично описанному выше. Количество тепла, которое выносится из аппарата жидким остатком первого однократного испарения сырья при температуре  $t_2$ , равно

$$Q^I G_{жс} = G_{жс} \times h t_2 \text{ (кВт)}. \quad (16)$$

Таблица 2 – Зависимость теплоты испарения МПГ от температуры

Температура, °С	30	40	60	80	100	120	140
Теплота испарения, Дж/г	841	834	817	806	785	760	731
Кал/г	202	198	186	180	173	164	158

Количество тепла, которое выносит из аппарата паровая смесь при температуре  $t_n$ , равно

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

Количество тепла, которое выносит из аппарата регенерированный раствор МПГ при температуре  $t_1$  составляет:

$$Q G_{ж}^I = G_{ж}^I h t_1 \text{ (кВт)}. \quad (18)$$

Количество тепла, которое выносит из аппарата регенерированный МПГ при температуре  $t_1$ , составляет

$$G \mathcal{E}_{ж}^I = \mathcal{E}_{ж}^I m t_1 \text{ (кВт)}. \quad (19)$$

Из теплового баланса отпарной колонны имеем:

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

или

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

Решая последнее уравнение относительно количества оросительной воды, получим:

$$G_o = (3600 \times \Delta) : (\mathcal{E} m_n - \text{кг/ч}), \quad (22)$$

где:  $Hm_n$  – энтальпия водяного пара при температуре  $T_n$ ;

$Hm_o$  – энтальпия воды при температуре  $T_o$ .

На основании вышеизложенного алгоритма, экспериментальных и промысловых 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 <sup>3</sup>	- 0,5
Давление газа, МПа	- 10,0
Температура газа, К	- 289,0
Влажосодержание газа, г/м <sup>3</sup>	- 0,4
Производительность установки по газу, тыс. м <sup>3</sup> /г	- 68,0

В результате расчета влажосодержание газа при вышеуказанных параметрах составляет 0,6 г/м<sup>3</sup>. После дросселирования газа (от 10,0 МПа до 5,5 МПа) температура газа снижается до 265К. При работе сепаратора С-2 без применения ингибитора при указанном режиме наблюдается интенсивное образование гидратов.

Расчетным путем установлено, что безгидратный режим работы установки обеспечивается  $C_1=67\%$ -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  $C_2 = 98\%$  масс. Сравнивая  $C_1$  и  $C_2$ , выбираем  $C_2 = 98\%$ , которая полностью обеспечивает осушку газа и безгидратный режим работы установки.

Влажосодержание газа после дросселирования до 5,5 МПа составляет 0,21 г/м<sup>3</sup>.

Количество извлекаемой влаги

$$Q = 29,6 \text{ кг/час.}$$

Концентрация монопропиленгликоля на выходе из сепаратора С-2  $C_3 = 71\%$ , 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 303К. Давление в аппарате 0,1МПа; при данных условиях однократного испарения не происходит. В испарителе поддерживается температура 403К.

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/1000м<sup>3</sup> газа.

## ВЫВОДЫ

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

По всем показателям монопропиленгликоля погрешность составляет 2-6%, что допустимо для промысловых условий. Результаты расчета позволили 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. – М.: Химия, Изд. 2-е, 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  
16.03.12

Рекомендована до друку професором  
Грудзом В.Я.