

## Использование сепараторов трубного типа для разделения газожидкостной смеси на фазы в выкидных линиях газлифтных скважин

Р.А. Панахов, К.Т.Н.,  
Э.М. Мамедов,  
Р.М. Мамедов

Азербайджанский государственный университет нефти и промышленности

e-mail: oilman25@mail.ru

**Qazlıft üsulu ilə istismar olunan neft quyularının atqı xətlərində qaz-maye qarışığının fazalara ayrılması üçün boru tipli sепараторların istifadəsi**

R.Ə. Pənahov, t.e.n., E.M. Məmmədov,  
R.M. Məmmədov  
Azərbaycan Dövlət Neft və Sənaye Universiteti

**Açar sözlər:** sепаратор, qazlı maye, boru, konstruksiya, axın sürəti, tıxac, qazlıft, diametr.

Qazlıft üsulu ilə istismar olunan neft quyularının atqı xətlərində qaz-maye qarışığının sепарasiya edilməsi üçün ənənəvi texnoloji sxem əvəzinə boru tipli sепараторların istifadəsi əsaslandırılaraq təklif olunur. Bu məqsədlə həmin sепарatorun konstruktiv ölçülərinin hesablanması konkret mədən parametrləri daxilində nümayiş etdirilir.

**Using pipe separators for division of gas-liquid mixture into the phases in gaslift wells flowlines**

R.A. Panahov, Cand. in Tech. Sc.,  
E.M. Mammadov, R.M. Mammadov  
Azerbaijan State Oil and Industry University

**Keywords:** separator, gassy liquid, pipe, structure, flow rate, plug, gaslift, diameter.

The paper justifies the applicability of pipe separators for division of gas-liquid flow in flowlines of the wells operated via gaslift method. With this purpose, a method of calculation of structure of suggested pipe separator based on specific field data is presented.

**Ключевые слова:** сепаратор, газированная жидкость, труба, конструкция, скорость потока, пробка, газлифт, диаметр.

Потоки газированной жидкости на выкидах газлифтных скважин отличаются наличием большого количества жидкости в их составе. Если в выбрасываемых в атмосферу потоках газа на выкидных линиях газоконденсатных скважин и в потоках газа низкого давления на входе в компрессорную станцию количество жидкой фазы составляет 10–50 г/м<sup>3</sup>, то в рассмотренном нами потоке газированной жидкости по сравнению с газовыми потоками оказывается в 100 раз больше.

Таким образом, в выбранном потоке газированной жидкости содержится 40–50 тыс. м<sup>3</sup>/сут. газа и 100 т/сут. жидкости. Следовательно, в этом газожидкостном потоке на каждый 1 м<sup>3</sup> газа приходится 2000–2500 г жидкой фазы. Наличие большого количества жидкой фазы в потоке газированной жидкости является причиной неустановившегося движения потока. Образующиеся в нем структурные формы усложняют создание приемлемой обстановки для проведения сепарации внутри трубы. Для такого потока характерен режим движения жидкости и газа с газовыми пробками [1].

Разделение в сепараторах на фазы продукции газлифтных скважин, извлекаемой в сборных технологических системах, а также сбор и подготовка газовой фазы осуществляются с использованием сепараторов, компрессоров, а также газосборных и газораспределительных гребенок. Подобные

потоки, в основном, имеются на характеризующихся гидравлическими пульсациями выкидных линиях скважин, эксплуатируемых газлифтным способом. Поток в продуктивной линии газлифтных скважин обладает вибрационно-турбулентным режимом и различными структурными формами. Для разделения на фазы газожидкостного потока, который характеризуется вибрационно-турбулентным режимом и различными смешанными структурными формами, предлагается использование системы трубной сепарации (рис. 1).

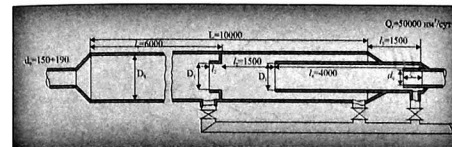


Рис. 1. Система труб сепарации для удерживания (захвата) жидкости из нефтегазового потока

Для определения размеров элементов этой системы необходимо применение указанной ниже методики.

1. На основании меняющихся начальных значений ( $Q_r$  – максимальная продуктивность газа, м<sup>3</sup>/сут.;  $d_0$  – внутренний диаметр трубопровода, мм;  $p$  – диапазон рабочих давлений, МПа) по следующей зависимости  $v_0 = f(p)$  необходимо построить график.

$$v_0 = \frac{Q_r}{0.067824 p d_0^2}, \quad (1)$$

где  $v_0$  – начальная скорость потока в трубопроводе по отношению к газовой фазе, м/с.

На основании этого графика, принимая во внимание изменение рабочего давления, за основу принимаем максимальное значение  $v_0$ .

2. Для получения структуры, при которой фазы газированной нефти текут раздельно – слоями, т.е. для перехода к "режиму сепарации", необходимо выбрать трубы большего диаметра.

Проводя эту операцию, необходимо принимать во внимание тот факт, что в трубах большого диаметра для перехода к "режиму сепарации" допустимое значение скорости потока должно быть равным  $[v]=0.5–0.6$  м/с.

Приняв это во внимание, на основании "закона непрерывности" потока ( $Q_r = \text{const}$  или же  $vF = \text{const}$ ), внутренний диаметр крупного трубопровода  $D_0$  определяем из следующей зависимости:

$$D_0 = d_0 \sqrt{\frac{v_0}{[v]}} = 1.3–1.4 d_0 \sqrt{v_0}, \quad (2)$$

где  $v_0$  принимается максимальным, исходя из качественной зависимости (1) или же графика  $v_0 = f(p)$ , в зависимости от рабочего давления. По отношению к найденному значению  $D_0$  определяется соответствующий стандартный диаметр труб.

3. Принимая во внимание захват основной массы жидкости из ствола крупной трубы, необходимо определить внутренние диаметры  $D_1$  центральной кольцевой трубы системы труб и средней части ствола трубы.

Выполняя эту операцию, принимая во внимание равенство диаметров кольцевой и средней труб и значение допустимой скорости в этих трубах, равным  $[v]=0.9–1.0$  м/с, значение  $D_1$  определяется из следующей зависимости:

$$4. D_1 = D_0 \sqrt{\frac{[v]}{v_0}} = D_0 \sqrt{\frac{0.5–0.6}{0.9–1}} = (0.7–0.8) D_0, \\ D_1 = (0.7–0.8) D_0. \quad (3)$$

5. Диаметр выходных труб системы труб сепарации газа и жидкости берется равным диаметру входных труб этой системы  $d_0$ . Необходимо принимать во внимание тот факт, что этот диаметр одновременно бывает равным диаметру трубопровода системы труб сепарации, в которую помещен продукт.

6. Параметры длины системы труб независимо от начальных и найденных значений диаметров, определенные по отношению к траектории оседания капель жидкости во время нахождения потока в этой системе и к целому ряду факторов, имеющих практическую целесообразность, в любом случае имеют одинаковые значения.

Рассмотренная выше методика подразумевает создание рациональной структурной

Таблица 1

Показатели	Значение	Примечание
Исходная информация: расход газа в потоке $Q_r$ , $\text{м}^3/\text{сут}$	50000	Промысловые показатели
расход жидкости в потоке $Q_{\text{ж}}$ , т/сут	100	
рабочее давление $p$ , МПа	0.4	
диаметр рукава трубопровода $d_p$ , мм	150–250	
Подсчитанные значения: скорость газа в трубопроводе $v_0$ , м/с	2.4–6.54	$d_0=150$ мм $v_0=6.54$ м/с $d_0=250$ мм $v_0=2.4$ м/с
диаметр крупного ствола труб $D_0$ , мм	600	$D_0=(1.3-1.4) \cdot \sqrt{v_0}$
диаметр центральной кольцевой трубы $D_1$ , мм	450	$D_1=(0.7-0.8) \cdot D_0$
диаметр среднего ствола труб $D_1$ , мм	450	
скорость газа в системе труб $v$ , м/с	0.4–0.72	$D_0=600$ мм $v_0=0.4$ м/с $D_1=450$ мм $v=0.72$ м/с
Принятые значения:		
диаметр трубы для выпуска газа в системе труб $d_0$ , мм	150–250	
диаметр труб для выпуска жидкости в системе труб $d_0$ , мм	150–250	
длина крупного ствола $L$ , мм	10000	
расстояние от выхода в крупный ствол до центральной кольцевой трубы $l_1$ , мм	6000	Это расстояние целесообразно взять как можно больше
длина центральной кольцевой трубы $l_2$ , мм	250	
расстояние от центральной кольцевой до входа в среднюю трубу $l_3$ , мм	1500	
длина среднего ствола труб $l_4$ , мм	4000	
длина части среднего ствола труб, выходящего из крупного ствола $l_5$ , мм	1500	
длина трубы, выпускающей газ, внутри среднего ствола труб $l_6$ , мм	250	

формы отделения фаз в составе газожидкостных потоков и, таким образом, принцип отделения друг от друга потоков в условиях трубной системы, не прерывая их.

Ниже с помощью этой методики определяются конструктивные размеры системы труб сепарации в соответствии с промышленными значениями.

Начальные промысловые значения:

Максимальный расход газовой фазы в потоке газированной нефти  $Q_r = 50000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ;  
Расход жидкой фазы потока –  $Q_{\text{ж}} = 100 \text{ т/сут}$ ;

Давление потока –  $p = 0.5 \text{ МПа}$ ;

Диаметр трубопровода –  $d_0 = 150 \text{ мм}$ .

1. На основании имеющейся информации в соответствии с газовым потоком определяем скорость потока в трубопроводе:

$$v_0 = \frac{Q_r}{0.067824 \rho d_0^2} = \frac{50000}{0.067824 \cdot 5.0 \cdot 150^2} = 6.55 \text{ м/с.}$$

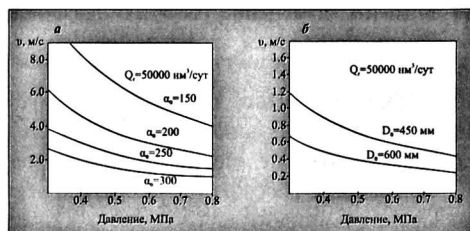


Рис. 2. Зависимость скорости от давления в имеющемся трубопроводе (а), в крупном и среднем стволах труб (б)

Принимая во внимание тот факт, что постоянный расход газа при различных давл-

Таблица 2

$Q_r = 50000 \text{ м}^3/\text{сут.}, p = 0.5 \text{ МПа}$		
$d_0$ , мм	$v_0$ , м/с	$D_0 = (1.3 - 1.4) \cdot \sqrt{v_0}$ , мм
150	6.55	$D_0 = (1.3-1.4) \cdot 150 \cdot \sqrt{6.55} = 499.1 - 537.44$
200	3.68	$D_0 = (1.3-1.4) \cdot 200 \cdot \sqrt{3.68} = 498.7 - 537.12$
250	2.36	$D_0 = (1.3 - 1.4) \cdot 250 \cdot \sqrt{2.36} = 499.26 - 537.67$
300	1.64	$D_0 = (1.3 - 1.4) \cdot 300 \cdot \sqrt{1.638} = 499.13 - 537.53$

ниях может относиться и к трубопроводам с другим диаметром, мы строим графики зависимости  $v = f(p)$  для каждого диаметра (рис. 2, а).

2. Диаметр крупного ствола труб:

$$D_0 = (1.30 - 1.40) d_0 \sqrt{v_0} = (1.3 - 1.4) 150 \times \sqrt{6.55} = 499 - 537 \text{ мм.}$$

$$D_0 = 600 \text{ мм.}$$

Из-за наличия большого количества жидкой фазы принимаем, что  $D_0 = 600 \text{ мм}$ . Принимая во внимание изменение рабочего давления в процессе эксплуатации, для контроля над работой системы труб с принятыми диаметрами  $D_0$  и  $D_1$  строим график зависимости  $v = f(p)$  (рис. 2, б).

3. Определяем диаметр  $D_1$  центральной кольцевой и средней части ствола:

$$D_1 = (0.7 - 0.8) D_0 = (0.7 - 0.8) 600 = 420 - 480 \text{ мм.}$$

Принимаем  $D_1 = 450 \text{ мм}$ .

4. Принимаем диаметр выходных газовых труб равным  $d_0$ :

$$d_{\text{вых.тр.}} = 150 \text{ мм.}$$

Таким образом, принимая диаметр крупного ствола труб, равным 600 мм, даже при малых значениях давления потока (до 0.225 МПа) с расходом газа 50000  $\text{м}^3/\text{сут}$ , возможно проведение процесса сепарации в системе труб (рис. 2, б).

5. Параметры длины системы труб показаны на рис. 1. Эти параметры длины остаются постоянными для любой продуктивности газа и жидкости. Вычисленные и принятые значения приведены в табл. 1.

Известно, что при возрастании диаметра трубопровода  $d_0$  имеющегося потока газированной нефти на фоне постоянных значений расхода газа и рабочего давления, скорость потока  $v_0$  снижается, этот факт не влияет на

вычисленное значение диаметра крупного ствола труб [2].

Принимая во внимание течение с расходом газа 50000  $\text{м}^3/\text{сут}$  и давлением 0.5 МПа (табл. 2) через трубы с различными диаметрами, можно привести расчет крупного ствола труб. Результаты расчетов показывают, что если расход газа и давление постоянны, подсчитанный при различных входных диаметрах труб (при имеющихся различных диаметрах трубопровода) диаметр крупного ствола труб  $D_0$ , а также соответствующий диаметр среднего ствола принимают те же значения.

Таким образом, становится ясным, что для рациональной работы системы труб сепарации важными являются нижеследующие условия.

1. Допустимая скорость потока в крупном стволе труб должна быть равной  $[v] = 0.5 - 0.6 \text{ м/с}$ . В дальнейшем эти значения при расчете диаметра крупного ствола трубы переводятся в постоянные факторы (1.3–1.4). Если количество жидкой фазы в потоке превышено, т.е.  $q = \frac{Q_{\text{ж}}}{Q_r} > 0.001 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , то при

вычислении  $D_0$  выгодным является принятие максимального фактора (1.4), и при выборе крупного ствола труб должен быть выбран максимальный стандартный диаметр труб. В этом случае скорость потока в крупном стволе труб достигнет минимального значения и, если для среднего ствола труб будет выбран средний стандартный диаметр труб, то объем кольцевой фазы между крупным и средним стволами труб возрастет. Таким образом, огромные массы жидкости будут легко отделены от центрального газового потока и удалены из крупного ствола труб. Вообще,

если крупный диаметр труб будет выбран самым большим диаметром, то в будущем при понижении давления во время эксплуатации скважины и, как результат, увеличении скоростей потоков или же постепенном увеличении жидкой фазы в потоке, рациональность процесса сепарации не будет падать, и останется постоянной.

2. Расстояние до точки расположения входа в крупный ствол труб и центральной кольцевой трубы принимается равным 6 м. Это значение является минимальным, если данное расстояние по возможности берется завышенным, то данный параметр обуславливает более установившееся течение и повышение рациональности процесса сепарации.

3. Большие значения диаметров труб, выводящих жидкость, отделенную от крупного ствола труб, также будут обеспечивать рациональное отделение жидкости от потока.

4. Должны быть подсчитаны общий объем жидкости и объем отделенной от потока жидкости. По обычным расчетам расход жидкости должен оставаться на определенном уровне (100 м<sup>3</sup>/сут.), и при условии отделения одной жидкости посредством автоматического регулятора каждые 15 мин. объем такой жидкости должен быть равным 1.5 м<sup>3</sup>. Такая емкость может быть сделана из обычной трубы диаметром 1000 мм и длиной 2000 мм.

5. Установка отдельных задвижек на ка-

ждой из трех выводящих отделенную от системы сепарационных труб жидкость линий дает возможность изучения каждого отдела этой системы. Следовательно, целесообразна установка таких задвижек на испытательном образцовом устройстве.

6. Если около места установки системы труб имеется пункт сбора жидкости, то необходимо приблизить линию выхода жидкости системы к этому пункту. В противном случае для транспортировки время от времени собранной, отделенной от системы труб жидкости понадобится создание специальной жидкостной емкости [3, 4].

Для контроля, анализа и управления работой трубного сепаратора целесообразно проведение нижеследующих мероприятий.

1. Систематически отмечать количество удерживаемой в сепараторе жидкости в сутки.

2. Проводить лабораторный анализ воды и углеводородов (нефть и конденсат) в составе жидкости.

3. Анализировать состав проб газа.

4. Учитывать изменения давления и температуры.

5. Передавать на промышленную жидкостную линию время от времени с помощью автоматического контролирующего устройства измерения уровня информацию о потоке, направляемом в жидкостную емкость.

6. Систематически определять количество воды в жидкостной фазе.

### Список литературы

1. Абдуллаев Э.А., Султанов Н.Н. К вопросу об использовании эффектов газо-жидкостной динамики потоков в процессе подготовки газов к транспортировке. – Баку: Науч. тр. Азербайджанского государственного проектного института, 1994, с. 42-53.

2. Алиев Э.Ю., Абдуллаев Э.А., Султанов Н.Н. Сепарация газа в трубопроводах. – Баку: Нафта-Пресс, 2006, 347 с.

3. Мустафаев А.Р., Абдуллаев Э.А., Панахов Р.А., Султанов Н.Н., Гадашова Э.В. Подготовка газов к транспортировке. – Баку: Нафта-Пресс, 2015, 228 с.

4. Гужов А.Н. Совместный сбор и транспорт нефти и газа. – М.: Недра, 1973, 280 с.