**НОВЫЕ НАПРАВЛЕНИЯ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ НИЗКОДАВЛЯЮЩЕГО ГАЗА
НА ПОЗДНЕЙ СТАДИИ РАЗРАБОТКИ МЕСТОРОЖДЕНИЙ**
NEW APPLICATIONS FOR LOW-PRESSURE GAS AT THE END OF FIELD LIFE

Р. Е. Шестерикова, А. А. Шестерикова

R. E. Shesterikova, A. A. Shesterikova

Северо-Кавказский федеральный университет, г. Ставрополь

*Ключевые слова: низконапорный газ; газопровод; транспорт газа; энергозатраты;
новые технологии; компримирование*

*Key words: low-pressure gas; gas pipeline; gas transportation; energy consumption;
new technologies; compression*

Низконапорный газ (ННГ), который сжигается на факелах, – это газ, промышленное использование которого с глубоким компримированием и дальнейшим транспортом в настоящее время экономически нерентабельно.

В структуре запасов только Ямало-Ненецкого автономного округа уже сейчас выделяется от 3 до 5 трлн м³ низконапорного газа. В настоящее время стоит задача поиска эффективных путей использования ресурсов углеводородного газа. Основные направления использования ННГ следующие:

- в качестве топлива для получения тепловой и электроэнергии (печи, подогреватели);
- получение сжиженного газа;
- использование в процессах газохимии — производство метанола, СЖТ.

Все перечисленные методы имеют большое значение и должны совершенствоваться и развиваться. Однако, необходимо отметить, что все предлагаемые технические решения отличаются высокими энергозатратами.

Например, процессы получения топлива из метана по способу Фишера — Тропша всегда сопровождаются уменьшением калорийности получаемого продукта по сравнению с теплотворной способностью метана, затраченного на синтез этого топлива. Так, теплота сгорания метана составляет 11 984 ккал/кг, а метанола — продукта реакции Фишера — Тропша — 5 053 ккал/кг, то есть в 2,4 раза ниже.

На рисунке 1 показана зависимость снижения теплотворной способности получаемых топлив от их молекулярной массы. Из приведенных данных (см. рис. 1) следует, что чем больше молекулярная масса получаемого топлива, тем ниже его калорийность по сравнению с калорийностью метана, который является сырьем для получения этого топлива.

Рис. 1. Уменьшение калорийности синтезируемого топлива в сравнении с метаном

В марте 2003 года на совещании в Надыме по теме «Проблемы и перспективы комплексного использования низконапорного газа в устойчивом развитии социальной сферы газодобывающих регионов» было озвучено предложение по использованию низконапорного газа для производства метанола [1]. Процесс получения метанола из природного газа освоен промышленностью и позволяет обеспечивать этим продуктом газодобывающие предприятия для борьбы с гидратообразованием. Метанол можно использовать как топливо для двигателей внутреннего сгорания и других целей. Технология получения метанола включает несколько стадий, которые проводятся в следующей последовательности [2].

Первая стадия — получение синтез-газа паровой или углекислотной конверсией природного газа.

Процесс сопровождается поглощением тепла, проводится при давлении 3,0–4,0 МПа и температуре 700–900 °С.

Вторая стадия — полученный синтез-газ компримируется до 7,0 МПа и направляется на синтез метанола, который традиционно проводится на высокотемпературном цинкхромовом катализаторе при температуре 310–400 °С и давлении 27,5–43,1 МПа или низкотемпературном цинк-медь-алюминиевом, цинк-хром-медном катализаторах при температуре 200–280 °С и 5–10 МПа.

Третья стадия — конденсация полученного метанола.

При использовании в качестве сырья газа низкого давления процесс синтеза из него метанола осложняется необходимостью повышения давления этого газа до 3,0–4,0 МПа, что вызывает необходимость дополнительных энергетических затрат

и дополнительного громоздкого оборудования. Нами проведена энергетическая оценка такого способа утилизации низконапорного газа, результаты которой показывают следующую структуру энергозатрат:

- общий расход сырьевого газа $1\,497\text{ м}^3/\text{т}$
- калорийность сырьевого газа $8\,000\text{ ккал}/\text{м}^3$
- калорийность метанола $3\,200\text{ ккал}/\text{м}^3$
- коэффициент энергоёмкости процесса (КЭП) $8,3$

Таким образом, для получения 1 т метанола требуется $1\,497\text{ м}^3$ метана, а по теории — 700 м^3 . Калорийность полученного метанола в 2,5 раза меньше, чем энергия, которую можно получить из метана, израсходованного на получение метанола. Инженерное совершенство процесса низкое, так как приходится затрачивать в 8,3 раз больше энергии, чем требуется по теории.

Результаты выполненных расчетов показывают, что такая технология высокоэнергозатратна, не отвечает требованиям ресурсосбережения и использовать ее для промышленного получения метанола в качестве топлива нерационально. Этот процесс имеет значение только для получения метанола как ингибитора гидратообразования для газовой отрасли и в качестве сырья для химической промышленности.

Необходимо обратить внимание на то, что авторы предложенных процессов зачастую умалчивают, что для реализации их требуется не низконапорный газ, а газ высокого давления. Например, процесс синтеза метанола протекает при 2,0–3,0 и 7,0 МПа, для получения синтетического топлива требуется газ с давлением 6,0 МПа, топливный газ для газотурбинных приводов должен иметь давление от 0,8 до 3,0 МПа. Таким образом, для реализации предложенных технологий необходимо в первую очередь решить задачу компримирования низконапорного газа до необходимых давлений в 2,0–6,0 МПа.

Решение этой задачи с помощью современных турбокомпрессоров неэкономично из-за низкого КПД многоколесных машин, который при степенях сжатия 8–10 не превышает нескольких процентов. У нефтяников для утилизации попутного нефтяного газа используются различные модификации установок с использованием эжекторов для повышения давления газа. Однако для утилизации низконапорного природного газа применение эжекторов весьма ограничено — только для обеспечения энергетических нужд промысла.

Для работы газовых эжекторов необходим поток активного газа, расход которого значительно больше расхода компримируемого газа. Кроме того, давление потока активного газа должно быть значительно больше давления компримируемого газа и давления, получаемого на выходе смешанного потока. В таблице 1 приводятся параметры работы газового эжектора.

Таблица 1

Характеристика работы эжектора газ — газ

Наименование показателя	Величина
Расход низконапорного газа, $Q_{\text{г}}$, млн. $\text{м}^3/\text{сут}$	0,4
Расход рабочего газа, $Q_{\text{р}}$, млн. $\text{м}^3/\text{сут}$	5
Давление низконапорного газа, $P_{\text{г}}$, МПа	2,0
Давление рабочего газа, $P_{\text{р}}$, МПа	12,0
Давление полученной газовой смеси, $P_{\text{см}}$, МПа	5,8
Отношение расходов газа, $Q_{\text{р}}/Q_{\text{г}}$	12,5
Степень расширения рабочего газа, $P_{\text{р}}/P_{\text{см}}$	2,1
Степень сжатия низконапорного газа, $P_{\text{см}}/P_{\text{нг}}$	2,9
КПД установки, η	0,12

Из приведенных данных (см. табл. 1) следует, что низкий КПД использования энергии (12 %) обусловлен большим расходом рабочего газа, который в 12,5 раз

больше расхода компримируемого газа, и давлением рабочего потока, который больше давления компримируемого газа в 6 раз. Попытки увеличить степень сжатия газа низкого давления за счет увеличения числа ступеней сжатия (n) эжекторами неизбежно приведет к еще большим потерям энергии, поскольку общий КПД многоступенчатого эжектора определяется уравнением

$$\eta_{\text{общ}} = \eta^n,$$

где $\eta_{\text{общ}}$ — общий КПД многоступенчатой эжекционной установки; η — КПД одной ступени эжектирования; n — число ступеней эжектирования.

В таблице 2 приводятся характеристики работы эжекторов, рабочим потоком в которых является жидкость [3]. Из приведенных данных следует, что КПД использования энергии для эжекторов жидкость — газ не превышает даже 30 %, но в сравнении с эжекторами газ — газ выше (см. табл. 2). Массовый расход жидкости значительно больше, чем расход компримируемого газа, а давление, развиваемое насосом, больше давления газа как до компримирования, так и после него.

Таблица 2

Параметры работы эжектора газ — жидкость

Наименование показателя	Величина	
Активный поток — жидкость	конденсат	конденсат
Давление активного потока, МПа	5,8	2,7
Расход активного потока, кг/ч	10^5	10^5
Давление пассивного потока, МПа	1,6	0,6
Расход пассивного потока, кг/ч	2 590	592
Давление сжатого газа, МПа	2,7	1,7
Степень сжатия газа, ε	1,69	2,83
Работа на сжатие газа, ккал/ч	35 778	16 277
Работа активного потока, ккал/ч	$2 \cdot 10^5$	$7,4 \cdot 10^4$
КПД	0,231	0,221

Любые конструкции эжекторов имеют низкий КПД по использованию энергии и применяются только для компримирования газа со степенью сжатия не более 3. Для утилизации газа низкого давления этого совершенно недостаточно, поскольку необходимо иметь устройства, которые обеспечивают степень сжатия более 10.

Например, для утилизации газа с давлением 0,15 МПа в процессе получения метанола его необходимо сжать до давления 3,0 МПа, что соответствует степени сжатия $\varepsilon = 20$. Для такого компрессора КПД не будет превышать 8 %. Производство метанола при таких энергозатратах будет нерентабельным.

Приведенные цифры указывают на необходимость поиска новых энергоэффективных технических решений этой задачи. Если в ближайшие годы не удастся создать новую, энергоэффективную технологию компримирования низконапорного газа, то громадные запасы природного газа северных месторождений останутся в продуктивных пластах.

Известно устройство для сжатия газа без использования многоступенчатых газовых компрессоров и эжекторов различного типа [4]. В основу положен процесс сжатия газа в замкнутом объеме с помощью жидкостного поршня. Для непрерывного отбора низконапорного газа из скважины или другого источника в технологической схеме устанавливаются два сосуда одинакового объема, которые соединяются с насосом и трубопроводами низкого и высокого давления. На сосудах устанавливаются уровнемеры, манометры, на подводящих трубопроводах — обратные клапаны. Контроль за работой установки и автоматическое переключение кранов осуществляются по показаниям манометров и уровнемеров.

Принципиальная технологическая схема компримирования газа и подачи его в газотранспортную систему приводится на рисунке 2.

Рис. 2. Принципиальная технологическая схема компримирования газа:
*E-1, 2 — емкости; Y-1, 2 — уровнемеры;
 K-1, 2 — трехходовые краны;
 H-1 — насос; I — низконапорный газ;
 II — газ высокого давления;
 III — рабочая жидкость*

Процесс компримирования осуществляется следующим образом. Например, в начале процесса емкость E-1 заполнена низконапорным газом (обратный клапан на низконапорной стороне закрыт), а другая емкость E-2 заполнена рабочей жидкостью. Всасывающий патрубок насоса H-1 соединен с емкостью E-2 через трехходовой кран K-2, а нагнетательный патрубок насоса — через трехходовой кран K-1 с емкостью E-1. Путем откачивания жидкости из емкости E-2 насосом H-1 в емкость E-1 (E-2→K-2→H-1→K-1→E-1) осуществляется повышение давления газа в ней, что приводит к закрытию обратного клапана 1 на линии газа низкого давления. При повышении давления в емкости E-1 до давления в высоконапорном газопроводе сжатый газ из емкости E-1 через обратный клапан 2 вытесняется в газопровод высокого давления. По мере откачивания жидкости из емкости E-2 давление в ней снижается и становится меньше давления в низконапорном газопроводе, что обеспечивает ее заполнение низконапорным газом через обратный клапан 3.

Когда газ из емкости E-1 будет полностью вытеснен в высоконапорный газопровод (при этом емкость E-2 будет полностью заполнена газом низкого давления), происходит автоматическое переключение трехходовых кранов K-1 и K-2. После этого процесс повторяется. Частота переключения кранов зависит от объема емкостей E-1 и E-2, расхода компримируемого газа и его давления.

В технологической схеме могут применяться емкостные аппараты высокого давления любой конструкции. При необходимости использования аппаратов большого объема целесообразно применять газовые трубы большого диаметра, соединяя их в отрезки трубопровода нужного объема.

В схеме могут использоваться насосы, выпускаемые машиностроительными заводами для газовой, нефтяной, энергетической и химической отраслей промышленности с широким диапазоном производительности и давления нагнетания. В качестве жидкостного поршня в технологии могут использоваться вода, водные растворы, жидкие углеводороды или органические вещества. Рабочие жидкости различного состава позволяют при необходимости проводить одновременно компримирование и абсорбцию газа. Например, для осушки могут использоваться гликоли, для извлечения тяжелых углеводородов из газа — нефть, масла, для извлечения сероводорода — специальные реагенты.

Технология жидкостного поршня легко совместима с существующими схемами технологических процессов добычи и переработки газа и позволяет сжимать газы любого состава, в том числе с наличием сероводорода, мехпримесей и углеводородного конденсата; одновременно со сжатием очищать газ от кислых компонентов; понизить точку росы компримируемого газа; утилизировать факельный газ в объеме 100 %.

Технология отличается высоким уровнем эксплуатационной надежности, так как используются насосы, уровень надежности которых выше, чем компрессоров;

конструктивной простотой; отсутствием дорогостоящих материалов; отсутствием маслостанций; возможностью размещения на открытой площадке, что исключает оборудование специальных компрессорных помещений; низкими капитальными и эксплуатационными затратами и малым сроком окупаемости.

Энергоэффективность новой технологии определяется сравнением энергозатрат с компримированием газа центробежным компрессором. На рисунке 3 приводится зависимость изменения КПД ($\eta = E_T/E_\Phi$) центробежного компрессора и жидкостного поршня от степени сжатия газа.

Рис. 3. Зависимость КПД жидкостного поршня и компрессора от степени сжатия

Из приведенных данных следует, что с увеличением степени сжатия газа КПД компрессора снижается, что приводит к резкому увеличению расхода энергии на компримирование газа.

На рисунке 4 приводится сравнение затрат энергии на компримирование 1 000 м³/ч газа центробежным компрессором и жидкостным поршнем при различных степенях сжатия.

Рис. 4. Затраты энергии на компримирование газа

Из приведенных данных следует, что затраты энергии на компримирование газа жидким поршнем значительно меньше, чем центробежными компрессорами, причем с увеличением степени сжатия газа эта разница возрастает (см. рис. 4).

Зависимости, полученные при сравнении энергозатрат на сжатие газа жидким поршнем и центробежным компрессором, справедливы и в отношении поршневых и винтовых газовых компрессоров.

Представленный энергетический анализ разных методов компримирования газа показывает, что в настоящее время технология сжатия низконапорного газа жидкостным поршнем позволяет решить задачу рационального компримирования газа до необходимого давления с меньшими энергозатратами, чем при использовании известных методов.

Список литературы

1. Андреев О. П., Бан А. Г., Бублей А. Л. Опытнo-промышленная установка производства метанола для ГНKM как прототип перспективной технологии промышленного использования низконапорного газа // Всеросс. науч.-практ. конф. «Проблемы и перспективы комплексного использования низконапорного газа в устойчивом развитии социальной сферы газодобывающих регионов» (Надым, март 2003 г.). – М.: ООО «ИРЦ Газпром», 2003.
2. Астановский Д. Л., Астановский Л. З., Вертелецкий П. В. Высокоэффективное производство метанола // Газовая промышленность. – 2006. – № 6.
3. Разработка и промысловые испытания технологии утилизации низконапорного нефтяного газа с помощью струйных компрессоров / М. Ю. Тарасов // Нефтяное хозяйство, № 2. 2009.
4. Патент на ПМ № 99085 от 10.11.2010. Установка для компримирования газа, ПО ОАО «СевКавНИПИГаз»

Сведения об авторах

Шестерикова Раиса Егоровна, д. т. н., доцент, профессор кафедры технологии переработки нефти и промышленной экологии Института нефти и газа, Северо-Кавказский федеральный университет, г. Ставрополь, тел. 8(8652)940297, e-mail: Shesterikova_26@mail.ru

Шестерикова Анастасия Андреевна, студентка, Институт нефти и газа, Северо-Кавказский федеральный университет, г. Ставрополь, тел. 8(8652)574593, e-mail: na5tya5tav41@gmail.com

Information about the authors

Shesterikova R. E., Doctor of Engineering, Associate Professor at the Department of Technology of Oil Refining and Industrial Ecology, Institute of Oil and Gas, North-Caucasian Federal University, Stavropol, phone: 8(8652)940297, e-mail: Shesterikova_26@mail.ru

Shesterikova A. A., Undergraduate, Institute of Oil and Gas, North-Caucasian Federal University, Stavropol, phone: 8(8652)574593, e-mail: na5tya5tav41@gmail.com

Проектирование, сооружение и эксплуатация систем трубопроводного транспорта

УДК 519.63+533.6

РАСЧЕТ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ВОСХОДЯЩЕГО ЗАКРУЧЕННОГО ПОТОКА С ПЯТЬЮ ИСТОЧНИКАМИ НАГРЕВА CALCULATION OF THERMODYNAMIC CHARACTERISTICS OF THE ASCENDING SWIRLING FLOW WITH FIVE SOURCES OF HEATING

Д. Д. Баранникова, А. Г. Обухов
D. D. Barannikova, A. G. Obukhov

Тюменский государственный университет, г. Тюмень
Тюменский индустриальный университет, г. Тюмень

Ключевые слова: система уравнений газовой динамики; полная система уравнений Навье — Стокса; краевые условия; разностные методы
Key words: system of equations of gas dynamics; complete system of Navier — Stokes equations; boundary conditions; difference methods

Основная идея предложенной в [1] схемы возникновения восходящего закрученного потока заключается в том, что в результате локального прогрева поверхности суши или водной поверхности появляется восходящий поток воздуха. Заменяющее его радиальное течение, направленное к центру области нагрева, под действием силы инерции Кориолиса в Северном полушарии приобретает осевую закрутку в положительном направлении.

В работе [2] предложенная схема получила экспериментальное подтверждение. В экспериментах, описанных в [2], свободный вихрь инициировался нагревом снизу металлической круглой плиты газовой горелкой.