

УДК 621.593

С.П. Горбачёв*, С.В. Люгай, Р.О. Самсонов

ООО «Газпром ВНИИГАЗ», а/я 130, Москва, РФ, 115583

*e-mail: s_gorbachev@vniigaz.gazprom.ru

ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА СПГ НА ГАЗОРАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ СТАНЦИЯХ ПРИ ПОВЫШЕННОМ СОДЕРЖАНИИ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА В СЕТЕВОМ ГАЗЕ

Сжижение природного газа на газораспределительных станциях осуществляется за счёт энергии расширения самого газа от давления магистрального трубопровода до давления распределительного трубопровода, т.е. без затрат внешней работы. Основная задача при проектировании сжижительных установок такого типа — снижение стоимости технологического оборудования, в том числе системы очистки. Доказаны возможности значительного снижения массы адсорбента в системе очистки газа от диоксида углерода за счёт перехода к двухпоточной схеме цикла сжижения метана.

Ключевые слова: Сжиженный природный газ (СПГ). Газораспределительная станция (ГРС). Сжижение. Диоксид углерода. Очистка. Адсорбент. Турбодетандер. Теплообменник. Экономическая эффективность.

S.P. Gorbachiov, S.V. Ljugay, R.O. Samsonov

LNG PRODUCTION TECHNOLOGY AT GAS-DISTRIBUTION STATIONS IN CONDITION OF HIGH CONTENT OF CARBON DIOXIDE IN GAS PIPELINES

At gas-distribution stations natural gas liquefaction is carried out due to the gas expansion power, beginning from the main pipeline pressure to the distributive pipeline pressure, that is without external work outlay. The main design task of such liquefaction units is to reduce the cost of technological equipment and also the purification system. Considerable mass decline of adsorbent in a gas purification system from carbon dioxide due to the use of methane liquefaction cycle two-flow scheme has been proved.

Keywords: Liquefied natural gas (LNG). Gas-distribution station (GDS). Liquefaction. Carbon dioxide. Purification. Adsorbent. Turboexpander. Heat exchanger. Economic efficiency.

1. ВВЕДЕНИЕ

Наиболее эффективной технологией малотоннажного производства сжиженного природного газа (СПГ) является сжижение природного газа на газораспределительных станциях (ГРС) магистральных газопроводов. В этих случаях можно использовать перепад давлений между магистральным и распределительным трубопроводами и реализовать в СПГ-установке термодинамический цикл с внутренним охлаждением газа [1]. В такой технологии затраты на сжижение газа практически отсутствуют. Себестоимость СПГ, в первую очередь, обуславливается стоимостью технологического оборудования.

Одна из проблем при малотоннажном производстве СПГ на ГРС — высокая стоимость системы очистки газа от высококипящих компонентов [2]. Необходимость очистки вызвана, с одной стороны, требованиями к составу сжиженного газа

как продукта установки, а, с другой стороны, опасностью забивки технологического оборудования в процессе сжижения газа из-за кристаллизации в нём диоксида углерода. Задача осложняется тем, что содержание диоксида углерода в сетевом газе может меняться в широких пределах, что подтверждается табл. 1 [3].

В настоящее время, как правило, применяется полная очистка всего потока газа адсорбционным методом на входе в установку, как следует из рис. 1, а [4]. После очистки газа обеспечивается содержание диоксида углерода в СПГ на уровне 100 ppm, но при этом

Таблица 1. Состав природного газа в некоторых магистральных трубопроводах

Газопровод	Средний состав природного газа						
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ +	CO ₂	N ₂
Брянск-Москва	92,8	3,9	1,1	0,4	0,1	0,1	1,6
Оренбург-Совхозное	91,4	4,1	1,9	0,6	0	0,7	0,2
Серпухов-Санкт-Петербург	89,7	5,2	1,7	0,5	0,1	0,1	2,7
Саратов-Нижний Новгород	91,9	2,1	1,3	0,4	0,1	1,2	3
Средняя Азия-Центр	93,8	3,6	0,7	0,2	0,4	0,6	0,7

© С.П. Горбачёв, С.В. Люгай, Р.О. Самсонов

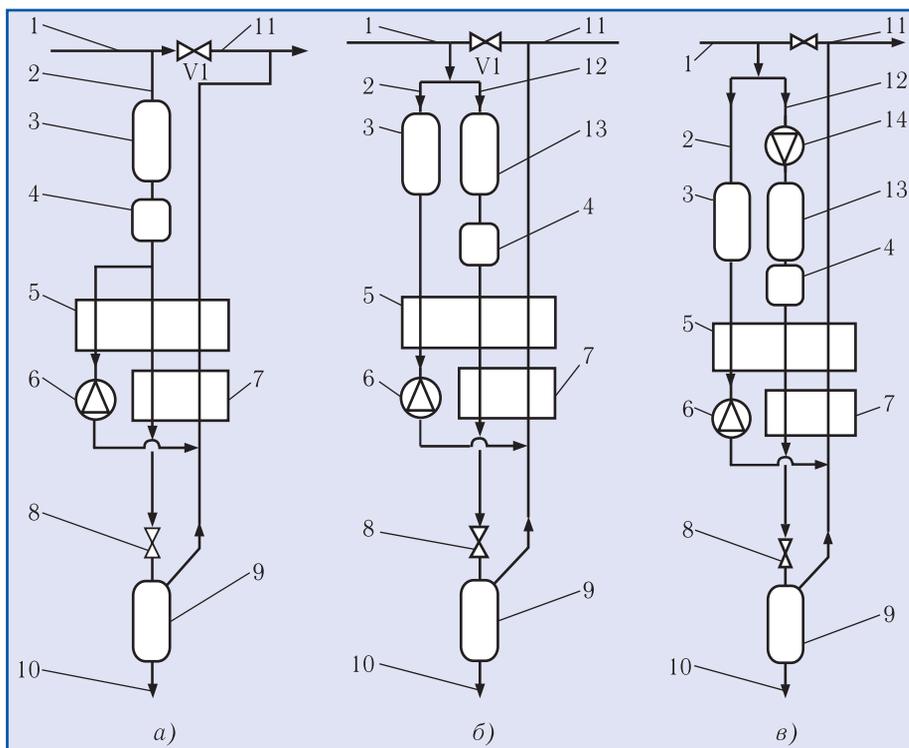


Рис. 1. Схемы производства СПГ на ГРС на базе детандерных циклов с очисткой всего потока (а) или части его (б), с дожимающим компрессором в цикле двух давлений (в): 1 — магистральный газопровод; 2 — прямой (технологический) поток; 3 — блок осушки; 4 — блок очистки; 5 — предварительный теплообменник; 6 — детандер; 7 — детандерный теплообменник; 8 — дроссельный вентиль; 9 — сборник-сепаратор; 10 — слив СПГ; 11 — распределительный газопровод; 12 — производционный поток; 13 — блок осушки производционного потока; 14 — дожимающий компрессор

возрастает стоимость технологического оборудования, в частности блока адсорбционной очистки газа от CO_2 , которая может составлять 40-60 % от стоимости установки. Кроме этого, усложняется эксплуатация установки из-за необходимости регенерации адсорбента при температуре 300 °С.

В данной работе рассматривается возможность использования упрощённой технологии очистки природного газа для производства СПГ высокого качества с содержанием диоксида углерода в исходном газе (в магистральном трубопроводе) вплоть до 5 % мол. (50000 ppm).

2. СХЕМЫ И РЕЖИМЫ РАБОТЫ СПГ-УСТАНОВОК ПРИ УПРОЩЁННОЙ ТЕХНОЛОГИИ ОЧИСТКИ ГАЗА

Особенность предлагаемой технологии согласно [5] состоит в том, что газ, поступающий из магистрального трубопровода в установку, разделяется на производционный и технологический потоки, причём производционный поток предварительно подвергают осушке и очистке от CO_2 , а технологический поток только осушают (рис. 1,б). При этом температуру газа на входе в детандер (и, соответственно, на выходе) и давление газа на выходе из детандера подбирают таким образом, чтобы получить достаточно высокий коэффициент сжижения газа и исключить кристаллизацию диоксида углерода после расширения газа в де-

тандере. На рисунках 2 и 3 приведены расчётные значения коэффициентов сжижения и растворимости CO_2 в газе после расширения его в детандере при оптимальных температурах газа перед детандером при производстве СПГ на ГРС. Из этих рисунков следует, что в технологической схеме, представленной на рис. 1,а, при давлении на входе в установку 2,5...4,5 МПа и давлении за детандером 0,2 МПа растворимость CO_2 в газе составляет 50-200 ppm (0,005-0,02 %), что значительно меньше содержания диоксида углерода в исходном газе (см. табл. 1). Следовательно, за детандером может происходить кристаллизация диоксида углерода. Однако если давление за детандером повысить до 0,6 МПа (величина давления в распределительном трубопроводе на ГРС), то растворимость CO_2 в газе за детандером возрастёт до 1000-2000 ppm. Это значит,

что кристаллизация CO_2 в технологическом потоке будет отсутствовать при содержании диоксида углерода в исходном газе менее 1000-2000 ppm (0,1-0,2 %). Очистка технологического потока газа от CO_2 в этом случае может и не требоваться.



Рис. 2. Растворимость диоксида углерода в газе после расширения в детандере при оптимальных параметрах технологического потока и различных давлениях газа после детандера, МПа: 1 — 0,2; 2 — 0,6

Если содержание CO_2 в исходном газе превысит 2000 ppm, то за счёт увеличения доли детандерного потока можно повысить температуру газа перед детандером и, соответственно, за ним. При этом несколько уменьшается коэффициент сжижения (с 0,14 до 0,11), но растворимость диоксида углерода в газе возрастает с 1600 ppm до 5000 ppm (рис. 3).

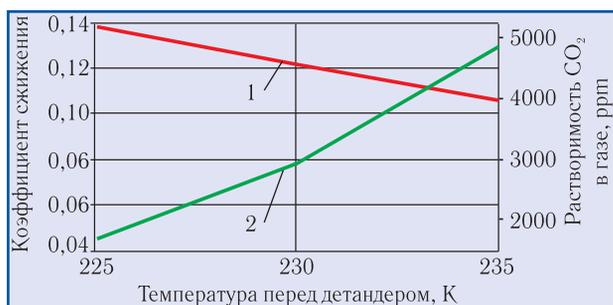


Рис. 3. Коэффициент сжижения (1) и растворимость диоксида углерода в газе (2) в зависимости от температуры газа перед детандером при давлениях прямого потока 3,5 МПа и обратного — 0,6 МПа

Таким образом, за счёт перехода к неоптимальным режимам работы и некоторого уменьшения производительности СПГ-установки можно снизить стоимость системы очистки газа от диоксида углерода.

Если содержание CO₂ в сетевом газе превышает 5000 ppm, то, чтобы исключить его кристаллизацию, предлагается в соответствии с [5] повышать давление производящего потока до сверхкритического давления, используя дожимающий компрессор. При этом меняется характер теплообмена в детандерном теплообменнике и повышается оптимальное значение температуры перед детандером. Соответственно, растёт температура газа после расширения в детандере и увеличивается растворимость CO₂ в газе. В цикле двух давлений (см. рис. 1, в), когда давление прямого потока 6 МПа, а обратного потока — 0,6 МПа, растворимость CO₂ в технологическом потоке увеличивается до 10000-50000 ppm (1-5 % мол.). При снижении давления обратного потока до 0,2 МПа, растворимость снижается до 1000-10000 ppm, а коэффициент сжижения возрастает по сравнению со схемой, приведённой на рис. 1, а, на 10-20 %. Это значит, что нет необходимости в адсорбционной очистке технологического потока при содержании диоксида углерода 1-5 %. При этом, однако, необходимо очищать от CO₂ производящий поток, но масса адсорбента и стоимость системы очистки в цикле двух давлений с учётом увеличения коэффициента сжижения снизится в 5-6 раз по сравнению с классическим циклом.

Поскольку применение двухпоточных схем для производства СПГ в циклах с детандером позволяет существенно снизить стоимость системы очистки газа от диоксида углерода, то целесообразно рассмотреть возможность применения двухпоточных схем и для циклов с простыми расширяющимися устройствами (вихревая труба, дроссельный вентиль) (рис. 4, а). Применение простых расширяющих устройств обусловлено стремлением снизить стоимость также и технологического оборудования, даже за счёт некоторого снижения термодинамической эффективности цикла по сравнению с циклом, использующим турбодетандер. Однако применение этих схем сдерживается тем, что из-за низкого значения коэффициента сжижения (0,03-0,04) расход газа в прямом потоке в 3-4 раза превышает расход в цикле с детандером. В этих условиях в 3-4 раза увеличивается стоимость системы

очистки. Кроме того, поскольку высококипящие компоненты остаются в жидкости, их концентрация при таком низком значении коэффициента сжижения возрастает в 20-30 раз, т.е. при концентрации CO₂ в прямом потоке 0,005 % (после очистки) концентрация диоксида углерода в жидкости повышается до 0,1-0,15 %. В связи с этим при давлении ниже 0,3 МПа начинается его кристаллизация.

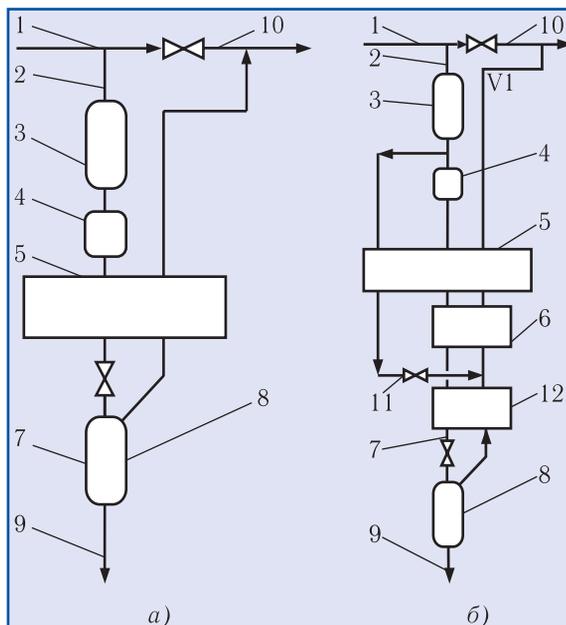


Рис. 4. Однопоточная (а) и двухпоточная (б) схемы дроссельного цикла: 1 — магистральный трубопровод; 2 — трубопровод прямого потока; 3 — блок осушки потока; 4 — блок очистки; 5 — предварительный теплообменник; 6 — основной теплообменник; 7 — дроссельный вентиль; 8 — сборник-сепаратор сжиженного газа; 9 — трубопровод выдачи сжиженного газа из установки; 10 — распределительный трубопровод; 11 — дроссельный вентиль технологического потока

Переход к двухпоточной схеме предполагает, что прямой поток разделяется на технологический и производящий потоки (рис. 4, б). Причём очистке от CO₂ подвергается только производящий поток, который затем последовательно проходит через теплообменники 5, 6, 12. Технологический поток при этом охлаждается только в предварительном теплообменнике 5, а затем дросселируется в первом дросселе с понижением температуры и обратным потоком возвращается в распределительный трубопровод, охлаждая прямой поток.

Сравнительные результаты расчётов однопоточного и двухпоточного циклов приведены в табл. 2.

Из расчётов видно, что при повышении температуры газа технологического потока перед дросселем коэффициент сжижения не изменяется, а повышение температуры газа за дросселем приводит к увеличению растворимости диоксида углерода в газе. Так, при температуре газа перед дросселем 220 К значение растворимости достигает 63000 ppm. Это означает, что можно отказаться от очистки технологического

Таблица 2. Расчётные параметры однопоточного и двухпоточного дроссельных циклов

Параметры	Двухпоточная схема			Однопоточная схема
Давление производственного потока, МПа	4,5	4,5	4,5	4,5
Давление технологического потока, МПа	4,5	4,5	4,5	—
Давление обратного потока, МПа	0,6	0,6	0,6	0,6
Температура технологического потока на входе в установку, К	290	390	290	290
Температура технологического потока перед дросселем 11, К	200	210	220	—
Температура производственного потока перед теплообменником 12, К	153,63	172,48	188,23	—
Температура производственного потока перед дросселем 7, К	143,47	143,47	143,47	194,09
Температура обратного потока на выходе из установки, К	285	285	285	285
Температура обратного потока перед теплообменником 5, К	156,85	176,91	193,48	—
Температура потока после дросселя 11, К	148,63	167,48	183,23	—
Температура обратного потока на входе в теплообменник 12, К	138,47	138,47	138,47	138,47*
Растворимость CO ₂ в газе после дросселя 11	1161,7	12591,59	63296,45	—
Коэффициент сжижения	0,0382	0,0382	0,0382	0,038
Паросодержание в сборнике	0,163	0,299	0,479	0,96
Доля технологического потока	0,954	0,945	0,927	0
Расход газа через установку, м ³ /ч	37390	37361	37348	368,27
Производительность установки, кг/ч	1000	1000	1000	1000
Нагрузка на теплообменник 5, кВт	1986	1662	1404	—
Нагрузка на теплообменник 6, кВт	137	149	159	—
Нагрузка на теплообменник 12, кВт	13	57	124	—
Суммарная нагрузка на теплообменники, кВт	2136	1868	1687	2227

Примечание: *) Для однопоточной схемы — теплообменник 5 (см. рис. 4,а).

потока газа от диоксида углерода при содержании его в исходном газе до 6 %. При этом доля CO₂ в производственном потоке также существенно снижается из-за уменьшения паросодержания производственного потока после дросселирования. В нашем случае эта величина составит 0,15 % против 1,3 % для однопоточной схемы при содержании CO₂ в исходном газе равном 0,05 %.

Таким образом, в двухпоточной схеме при реализации цикла Линде можно отказаться от очистки газа технологического потока при объёмной доле диоксида углерода в исходном газе до 6 % и тем самым снизить содержание CO₂ в жидкости примерно на порядок по сравнению с однопоточной схемой. Однако этим преимущества двухпоточной схемы не исчерпываются. Как видно из табл. 2, в двухпоточной схеме на теплообменники приходится меньшая суммарная тепловая нагрузка, т.е. уменьшается поверхность (и стоимость) теплообменников. В нашем случае, уменьшение теплообменной поверхности составляет около 30 %.

Следовательно, применение двухпоточной схемы позволяет существенно сократить нагрузку на систему очистки и уменьшить поверхность теплообменников установки.

Необходимо заметить, что двухпоточная схема, как следует из результатов численного моделирования, будет эффективной и при использовании в качестве расширительного устройства вихревой трубы.

3. ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЭФФЕКТИВНОСТЬ НОВОЙ ТЕХНОЛОГИИ ОЧИСТКИ ГАЗА

Оценим экономическую эффективность применения упрощённой технологии очистки газа. В данном

случае под ней будем понимать снижение стоимости технологического оборудования адсорбционной системы очистки при использовании двухпоточной схемы по сравнению с однопоточной схемой. Определим экономическую эффективность при различном содержании диоксида углерода в исходном газе.

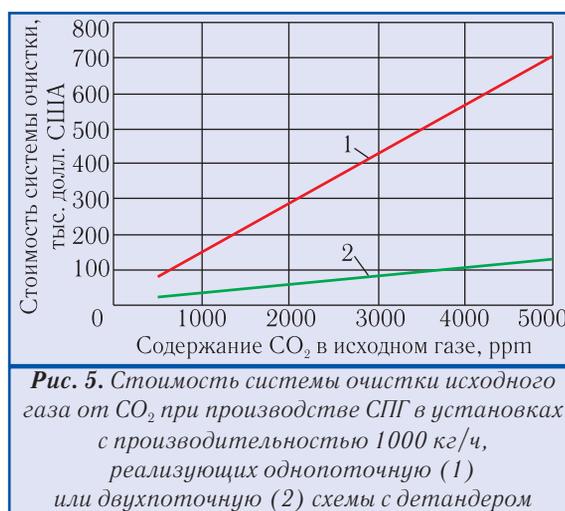


Рис. 5. Стоимость системы очистки исходного газа от CO₂ при производстве СПГ в установках с производительностью 1000 кг/ч, реализующих однопоточную (1) или двухпоточную (2) схемы с детандером

Результаты расчётов стоимости системы очистки для схемы с детандером приведены на рис. 5. Видно, что для однопоточной установки с производительностью 1000 кг/ч стоимость системы очистки увеличивается от 80 тыс. до 700 тыс. долл. при повышении содержания CO₂ в исходном газе от 500 до 5000 ppm. При переходе к двухпоточной схеме стоимость системы очистки при тех же условиях составляет 20 тыс. и 130 тыс. долл., т.е. экономический эффект при повышении

содержания CO₂ возрастает с 60 тыс. до 570 тыс. долл.

Аналогичные результаты получены и при расчёте экономического эффекта для СПГ-установки, использующей цикл с дросселированием. При производительности установки 1000 кг/ч и содержании диоксида углерода в исходном газе равном 500 ppm (0,05 % об.) стоимость системы очистки в однопоточной схеме составляет около 220 тыс. долл. Стоимость системы очистки в двухпоточной схеме при тех же условиях равна 25 тыс. долл., т.е. экономический эффект достигает почти 200 тыс. долл.

Следует заметить, что применение двухпоточной схемы в цикле с дросселированием наряду со снижением стоимости системы очистки обеспечивает высокое качество сжиженного природного газа в сборнике установки.

4. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Производство СПГ на ГРС по схеме с разделением прямого потока газа, проходящего через установку, на технологический и производственный потоки позволяет:

– при концентрации диоксида углерода в исходном газе до 0,1-0,2 % мол. и давлении газа после расширения 0,6 МПа проводить очистку от CO₂ только производственного потока, что уменьшает стоимость системы очистки газа в 6-10 раз;

– в случае содержания CO₂ в исходном газе 0,2-0,6 % мол. ограничиться очисткой только производственного потока за счёт повышения температуры технологического потока перед детандером выше оптимального значения или повышением давления после детандера, хотя при этом уменьшается производительность установки по СПГ, но одновременно снижа-

ется стоимость системы очистки;

– при концентрации диоксида углерода в исходном газе на уровне 0,5-5 % мол. также ограничиться очисткой только производственного потока за счёт повышения давления производственного потока до сверхкритического значения с помощью дожимающего компрессора, что приведёт к снижению стоимости системы очистки в 5-6 раз и обеспечит удовлетворительную эффективность, несмотря на дополнительные затраты на дожимающий компрессор.

ЛИТЕРАТУРА

1. Ходорков И. Мини-завод по производству СПГ на базе совмещённого комплекса АГНКС-ГРС// Автогазозаправочный комплекс + Альтернативное топливо. — 2004. — № 3. — С. 50-51.

2. Технико-экономический анализ способов очистки природных газов со значительным содержанием CO₂ для установок СПГ небольшой производительности/ В. Герасимов, В. Передельский, А. Ляпин и др.// Автогазозаправочный комплекс + Альтернативное топливо. — 2004. — № 3. — С. 52-55.

3. Сжиженный природный газ: Справочник по физико-химическим, энергетическим и эксплуатационным свойствам/ Под редакцией И.Л. Ходоркова. — С.-П.: Химиздат, 2003. — 66 с.

4. Natural gas liquefier/ B.D. Krakovsky, V.A. Martynov, O.M. Popov et al.// Proc. VIII Cryogenics 2004 IIR International Conference (Praha Czech Republic). — 2004. — P. 203-209.

5. «Способ сжижения природного газа и установка для его реализации». Заявка на изобретение ООО «ВНИ-ИГАЗ» № 2007. 125.077.106 от 04.07.2007 г.



ВТОРОЕ ВЫСШЕЕ ОБРАЗОВАНИЕ — ЗА 2 ГОДА!

- необходимо наличие законченного высшего инженерно-технического образования;
- обучение в Одесской государственной академии холода по направлению Украинской ассоциации производителей технических газов “УА-СИГМА”;
- специальность 8.090507 “Криогенная техника и технология”;
- форма обучения — заочная контрактная;
- завершение учёбы — сдачей государственного экзамена;
- возможность продолжения обучения для получения диплома магистра;
- диплом Министерства образования и науки Украины признаётся в странах СНГ.

Условия приёма по контактному тел./факсу: +38 (048) 777-00-87

