

УДК 621.59

Анализ технологий малотоннажного производства СПГ с азотным циркуляционным циклом

Р. И. САНАВБАРОВ¹, канд. техн. наук А. В. ЗАЙЦЕВ², Ф. М. ШЕРМАТОВА³¹sanavbarov@itmo.ru, ²avzaitsev@itmo.ru, ³fisher@itmo.ru

Университет ИТМО

Производство СПГ является очень энергоемким процессом и любые усилия по снижению энергетических затрат вызывают большой интерес. Производство СПГ с циркуляционным азотным циклом рассматривается как наиболее подходящий вариант для малотоннажного производства СПГ. В системах производства СПГ с циркуляционным азотным циклом максимальный коэффициент ожижения газа может достигать до 100 %. Данные системы требуют относительно небольшие капиталовложения, так как имеется возможность применения небольшой холодильной машины и соответствующей системы для предварительной подготовки газа. Технологическая схема рассматриваемых систем отличается относительной простотой, надежностью, быстрым вводом в эксплуатацию, компактностью и минимальными требованиями по безопасности. Основным недостатком технологии является высокое энергопотребление. В статье проведен энергетический анализ технологий с азотным циклом и способов уменьшения их энергетических затрат. Рассмотрены разные модификации таких технологий. Также рассматривается применение холодильной машины с различными рабочими веществами и их влияние на общую эффективность технологии. Результаты анализа показывают, что при включении в схему цикла предварительного охлаждения энергоэффективность технологии значительно повышается. При включении холодильной машины с рабочим веществом R410 удельное энергопотребление процесса уменьшается на 22,7 %, а при использовании пропана в качестве хладагента в холодильной машине – на 20 %. В анализе также рассмотрены циклы с использованием CO₂ и пары CH₄–CO₂. Их результаты показывают снижение энергетических затрат на 7 % и 12 %, соответственно.

Ключевые слова: сжиженный природный газ, расширение газа в детандере, процесс сжижения, предварительное охлаждение, энергетический анализ, азотный циркуляционный цикл, холодильная машина, рабочее вещество.

Информация о статье:

Поступила в редакцию 13.12.2022, одобрена после рецензирования 12.01.2023, принята к печати 23.01.2023

DOI: 10.17586/1606-4313-2023-22-1-55-65

Язык статьи — русский

Для цитирования:

Санавбаров Р. И., Зайцев А. В., Шерматова Ф. М. Анализ технологий малотоннажного производства СПГ с азотным циркуляционным циклом. // Вестник Международной академии холода. 2023. № 1. С. 55–65. DOI: 10.17586/1606-4313-2023-22-1-55-65

Analysis of low-tonnage LNG production technologies with nitrogen circulation cycle

R. I. SANAVBAROV¹, Ph. D. A. V. ZAITSEV², F. M. SHERMATOVA³¹sanavbarov@itmo.ru, ²avzaitsev@itmo.ru, ³fisher@itmo.ru

ITMO University

LNG production is a very energy-intensive process and any efforts to reduce energy costs are of great interest. LNG production with a circulating nitrogen cycle is considered as the most suitable option for low-tonnage LNG production. In LNG production systems with a circulating nitrogen cycle, the maximum gas liquefaction coefficient can reach up to 100 %. These systems require relatively small investments since it is possible to use a small refrigerating machine and an appropriate system for pretreatment of gas. The technological scheme of the systems under consideration is characterized by relative simplicity, reliability, rapid commissioning, compactness and minimal safety requirements. The main disadvantage of the technology is high energy consumption. The article provides an energy analysis of technologies with nitrogen cycle and the ways to reduce their energy costs. Various modifications of such technologies are considered. The use of a refrigerating machine with various working substances and their impact on the overall efficiency of the technology is also considered. The results of the analysis show that when the pre-cooling cycle is included in the scheme, the energy efficiency of the technology increases significantly. When the refrigerating machine with the working substance R410 is switched on, the specific energy consumption of the process is reduced by 22.7 %, and when propane is used as a refrigerant in the refrigerating machine – by 20 %. The analysis also considers cycles using CO₂ and CH₄–CO₂ pair. Their results show a reduction in energy costs by 7 % and 12 %, respectively.

Keywords: liquefied natural gas, gas expansion in the expander, liquefaction process, pre-cooling, energy analysis, nitrogen circulation cycle, refrigerating machine, working substance.

Article info:

Received 13/12/2022, approved after reviewing 12/01/2023, accepted 23/01/2023

DOI: 10.17586/1606-4313-2023-22-1-55-65

Article in Russian

For citation:Sanavbarov R. I., Zaitsev A. V., Shermatova F. M. Analysis of low-tonnage LNG production technologies with nitrogen circulation cycle. *Journal of International Academy of Refrigeration*. 2023. No 1. p. 55–65. DOI: 10.17586/1606-4313-2023-22-1-55-65**Введение**

Природный газ является относительно чистым газом, и применяется во многих отраслях. В частности, он используется для выработки электроэнергии, в жилых помещениях – для отопления, горячего водоснабжения, приготовление пищи и т. д. [1]. По сравнению с углем и нефтью природный газ считается самым чистым топливом и имеет низкий уровень выбросов CO_2 в окружающую среду [2].

Сжиженный природный газ (СПГ) — это прозрачная и нетоксичная жидкость без запаха, имеющий плотность от 430 до 520 кг/м^3 в зависимости от его компонентного состава. При сжижении объем природного газа уменьшается в 600 раз от исходного состояния. Такое уменьшение объема природного газа делает его транспортировку экономически очень выгодной [3].

При атмосферном давлении (101,325 кПа) природный газ сжижается при температуре -161°C . Сжиженный природный газ — это жидкая форма природного газа, содержащая более 98 % метана [4].

СПГ транспортируется двумя способами: трубопроводом или перевозчиками. Стоимость транспортировки трубопроводом невелика, но требует больших первоначальных вложений, поэтому для транспортировки на большие расстояния, когда строительство газопроводов невыгодно, используют обычные средства перевозки СПГ – автомобильные, железнодорожные и воздушные. Такие средства перевозки также используются для небольших газовых месторождений [5].

Заводы по производству СПГ отличаются интенсивным энергопотреблением, а их число растет с каждым днем, в связи с растущим спросом на природный газ [6, 7]. Сжижение природного газа является процессом с очень большим энергопотреблением, и любое улучшение производительности и повышение энергоэффективности приводит к снижению энергопотерь и, соответственно, уменьшает выбросы CO_2 в атмосферу [8]. Поэтому в качестве основного показателя термодинамического совершенства процесса сжижения природного газа принято удельное энергопотребление. От этой величины зависит расходуемая мощность компрессорного агрегата, габариты теплообменного оборудования и его масса. Следовательно, от величины удельного энергопотребления зависят также капитальные вложения и другие затраты на установку и эксплуатационные затраты [9].

Все современные установки по производству СПГ используют технологические схемы, которые основаны на применении приведенных ниже основных циклов:

- однопоточные каскадные циклы с хладагентом из многокомпонентной смеси углеводородов и азота;
- холодильные циклы с дросселированием;

– классические каскадные циклы с чистыми хладагентами;

– детандерные холодильные циклы.

Как известно, СПГ производят на крупнотоннажных и малотоннажных заводах. Рассматриваемые в данной работе технологии используются исключительно в малотоннажных установках. По сравнению с крупнотоннажными заводами малотоннажные заводы (мини-заводы) менее требовательны к объектам инфраструктуры, и оборудование для них можно доставить практически в любую точку. Исследование [9], показало, что капиталовложение в абсолютном выражении для мини-завода примерно на 30 % меньше, чем для крупнотоннажного завода: 1000 \$/т для мини-завода и 1500 \$/т для крупнотоннажного завода. Еще одно преимущество мини-завода – это малые сроки постройки и окупаемости. Например, строительство мини-завода по производству СПГ составляет от одного до трех лет, а для крупнотоннажного завода средний срок составляет 5 лет. Поэтому за последние годы малотоннажное производство СПГ получает широкое развитие и отмечается тенденция перехода от крупнотоннажного производства СПГ к мало- и среднетоннажному, при этом динамика роста количества мини-заводов составляет примерно 10 %.

Необходимо учесть, что в малотоннажных установках для увеличения энергоэффективности сжижения природного газа процесс происходит при более высоких температурах и для предотвращения потерь СПГ газ в резервуарах хранится при избыточном давлении. Хранение сжиженного газа под давлением увеличивает срок хранения СПГ в резервуаре, поэтому все резервуары СПГ в малотоннажных установках являются хранилищами под давлением. Недостатком сжижения СПГ при более высоких температурах относительно -161°C является существенное снижение плотности газа, что требует строительства более крупных резервуаров [9]. На рис. 1 показано изменение плотности СПГ в зависимости от температуры.

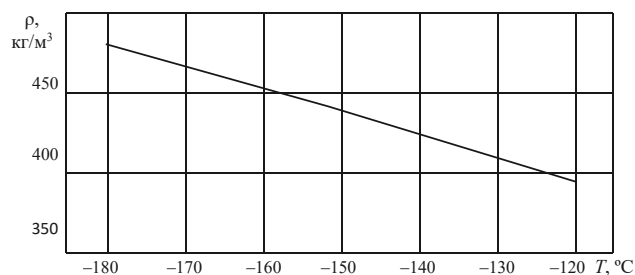


Рис. 1. Зависимость плотности СПГ от температуры [9]

Fig. 1. Dependency of LNG density on the temperature [9]

В малотоннажных СПГ заводах возможно использование двух технологических решений:

- технология открытого цикла;
- технология закрытого цикла (технология цикла расширения хладагента) [9, 15–17].

В технологии открытого цикла давление подаваемого газа является источником энергии для охлаждения газа. В этой технологии газ под давлением проходит через дроссель и расширяется, затем на выходе из системы преобразуется в жидкость, в то время как технология закрытого цикла (расширения хладагента) построена на циркуляции хладагента в замкнутом цикле, состоящем из компрессоров и детандеров. В замкнутом контуре хладагент охлаждается и подается в основной теплообменник, через который также проходит метан (природный газ). В теплообменнике происходит охлаждение и сжижение метана за счет хладагента. В процессе теплообмена хладагент подогревается и вновь подается в компрессор, в детандер, снова охлаждается и цикл повторяется [1–3, 9].

Циркуляционный азотный цикл относится к технологиям расширения хладагента в замкнутом контуре.

Процесс сжижения природного газа с циркуляционным азотным циклом, где расширение азота происходит в детандере, рассматривается как наиболее подходящий вариант для малотоннажного завода по производству СПГ. Максимальный теоретический коэффициент сжижения (объем сжижаемого газа) доходит до 100%. Данная технология требует небольшие капиталовложения, так как допускает применение небольших холодильных установок и систем для предварительной подготовки газа. Технология отличается относительной простотой, надежностью, быстрым вводом в эксплуатацию и компактностью. Также данной технологии присущи минимальные требования по безопасности. Единственным недостатком процесса с циркуляционным азотным циклом является высокое энергопотребление [1, 5, 9, 11].

Эффективным способом увеличения производительности и энергоэффективности процесса является включение цикла предварительного охлаждения. Наиболее эффективным вариантом является применение пароконденсационной холодильной машины (ПКХМ) [18]. Исследования [1, 5, 10–12] показывают, что включение холодильной машины в качестве цикла предварительного охлаждения может увеличить энергоэффективность

процессов производства СПГ с циркуляционным азотным циклом до 22,7% [17, 19].

Применение циркуляционного азотного цикла в отечественной промышленности

В источнике [1] приведен расчетный анализ цикла с расширением газа в детандере для сжижения природного газа. Расчет был проведен на кафедре криогенной техники СПбГУНиПТ. Принципиальная схема установки показана на рис. 2, обозначения на схеме: Д — детандер; ДВ — дроссельный вентиль; ОЖ — отделитель жидкости; ТО — теплообменный аппарат.

Цикл, показанный на рис. 2, предназначен для использования на одном из месторождений при обработке первой очереди поступающего на ожижение газа объемом 500 млн. м³/г. Расчеты были проведены для чистого метана в количестве 1 кг и при условии, что подаваемый газ очищен, осушен, и поступает в установку с давлением 16 МПа.

Газ в количестве 1 кг поступает в установку и разделяется на две части. Одна часть в количестве G_d поступает в детандер, где расширяется, и при этом давление снижается до 0,15 МПа. Другая часть природного газа попадает в теплообменник, где охлаждается и дросселируется в дроссельном вентиле, затем в отделителе жидкости отделяется от пара и в количестве x попадает в резервуар для хранения СПГ. Неожоженная часть газа после отделителя жидкости при давлении 0,15 МПа смешивается с расширенным и охлажденным потоком газа из детандера и, охлаждая теплообменник, в количестве $(1 - G_d)$ выводится из установки [1, 19].

Адиабатический КПД детандера $\eta_{ад}$ рассчитывается по формуле:

$$\eta_{ад} = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_3}, \quad (1)$$

где i_1 — энтальпия газа на входе в установку; i_2 — энтальпия сухого насыщенного метанового пара при $P=0,15$ МПа; i_3 — энтальпия метана в конце адиабатического процесса расширения в детандере с 16 МПа до 0,15 МПа [1, 13]. При принятых данных адиабатический КПД детандера составляет 0,73.

В соответствии с обозначениями на рис. 2 энергетический баланс установки выглядит следующим образом:

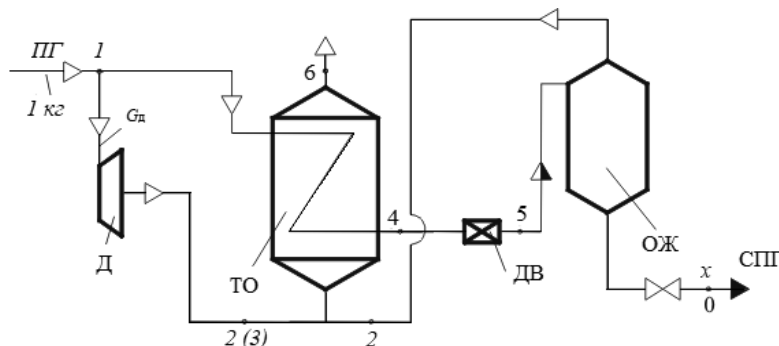


Рис. 2. Схема ожижителя природного газа с расширением части природного газа в детандере [1]

Fig. 2. Natural gas liquefier with partial expansion of the gas in the expander [1]

Таблица 1
Результаты расчетного анализа сжижения ПГ
для детандерного цикла при различных долях
детандерного потока

Table 1
Design analysis of natural gas liquification for expander
cycle at various ratios of expander flow

Доля детандерного потока G_d , кг	Коэффициент ожижения ПГ x , кг СПГ/кг ПГ	Минимальная раз- ность температур между потоками теплообменника
0,5	0,291	10
0,6	0,311	10
0,63	0,320	10
0,65	0,325	3,5

$$i_1 + q_c = G_d(i_1 - i_2) + (1 - x)i_6 + i_0, \tag{2}$$

где $q_c = 4$ кДж/кг – теплопритоки из окружающей среды.
В табл. 1 [1] приведены результаты расчетов для
схемы, представленной на рис. 2.
Как показано в табл. 1, расчеты проведены при раз-
ных долях поступившего потока газа на детандер. Ре-
зультаты расчетного анализа [1] показали, что оптималь-
ным режимом для данной схемы (рис. 2) является режим,
при котором на детандер поступает 65 % подаваемого
метана на установку.

В исследовании [10] при анализе различных циклов
сжижения природного газа для циклов с расширением
части газа в детандере приведена зависимость коэффи-
циента сжижения газа от давления природного газа, по-
ступающего в установку. Данные приведены в табл. 2.
Расчеты показывают, что если не учесть незначи-
тельное отклонение степени сухости газа после расши-
рения в детандере, то при значении $\eta_{ад} = 0,8$ коэффициент
ожижения ПГ может достигать 35 %, или $x = 0,35$
кг СПГ/кг ПГ.

Недостатком данной технологии является то, что
несжиженную часть газа после отделителя жидкости
необходимо либо направить на дальнейшее сжатие
до давления входящего в установку газа (до 16 МПа), что
требует наличие компрессоров, либо с помощью газо-
дувки отправить поток на факел или в котельную. Все
предложение варианты оказались невыгодными и был
предложен вариант технологической схемы, в котором
природный газ сжимается полностью. Решение этой
проблемы достигалось путем построения установки с ис-
пользованием азотного криогенного цикла. Схемы ци-
клов такого варианта показаны на рис. 3, 4 [1, 14, 19].

Таблица 2
Зависимость коэффициента сжижения ПГ
от входящего в установку давления

Table 2
Dependency of natural gas liquification coefficient
on the input pressure

Давление ПГ на входе в установку, МПа	4,5	9	12	16
Коэффициент ожижения, %	16,6	26,5	29	31,6

Обозначения технологической схемы сжижения
природного газа с циркуляционным азотным циклом,
представленной на рис. 3: ТО1, ТО2, ТО3 — теплооб-
менные аппараты; ТД1, ТД2 — турбодетандеры; ТК —
турбокомпрессор; К — компрессор; ДВ — дроссельный
вентиль.

Обозначения технологической схемы сжижения
ПГ с циркуляционным азотным циклом и циклом пред-
варительного охлаждения, показанной на рис. 4: ТО1,
ТО2, ТО3 — теплообменные аппараты; ТД1, ТД2 —
турбодетандеры; ТК — турбокомпрессор; К — ком-
прессор; ДВ — дроссельный вентиль. ТО4 — теплооб-
менник – испаритель холодильной машины; ХМ —
холодильная машина; АВО — аппарат воздушного
охлаждения.

Цикл предварительного охлаждения (рис. 4) вклю-
чен в схему, поскольку добавление ступени предвари-
тельного охлаждения существенно уменьшает энерге-
тические затраты [20, 22, 23]. В азотном контуре азот
сжимается в турбокомпрессоре ТК до давления 3,2 МПа.
Именно такое давление сжатия принято в связи с тем,
что эти турбокомпрессоры выпускают в нашей стране.
Предварительное охлаждение сжатого азота происходит
в теплообменнике ТО1 и аппарате холодильной маши-
ны ТО2.

В теплообменнике ТО3 азот разделяется на 2 части;
одна часть в объеме 65 % поступает на расширение в де-
тандер, другая часть в объеме 45 % дополнительно ох-
лаждается в теплообменнике ТО3, затем дросселируется
до 0,13–0,15 МПа. Затем поток объединяется с холодным
потоком из детандера и поступает в теплообменник
ТО4, где ожижает проходящий через него природный
газ. После этого обратный поток, проходя через тепло-
обменники ТО3 и ТО1 поступает в турбокомпрессор
и цикл снова повторяется.

Расчеты показывают, что при 100 % сжижении ме-
тана для данной технологии удельные энергозатраты
составляют 1,35 кВт·ч/кг СПГ, что довольно много.
Ежегодно проводятся сотни исследований по увеличе-
нию энергоэффективности данных технологий в связи
с их перспективностью.

На данный момент технология с циркуляционным
азотным циклом реализована компанией ООО «Газэ-
нергосеть» в Пермском крае в д. Канюсята, производи-
тельностью 1,5 т/ч. Схема установки показана на рис. 5,
обозначения на схеме: БО — блок осушки и очистки;
ТО — теплообменник; Д — детандер; Ож — ожижи-
тель; ВО — охладитель; К – компрессор; ДВ — дрос-
сельный вентиль; ХМ — холодильная машина; ПГ —
природный газ.

Азот ступенчато сжимается до 2 МПа и охлажда-
ется с помощью охладителей после каждой ступени.
Затем поток азота разделяется на 2 части, одна из ко-
торых охлаждается в холодильной машине. После это-
го потоки снова объединяются, и полученный поток
поступает в теплообменник ТО, где охлаждается и по-
ступает в детандер. В детандере азот ожижается и сно-
ва возвращается в теплообменник ТО для охлаждения
потока природного газа. Коэффициент сжижения при-
родного газа в этой установке составляет 98–99 %.

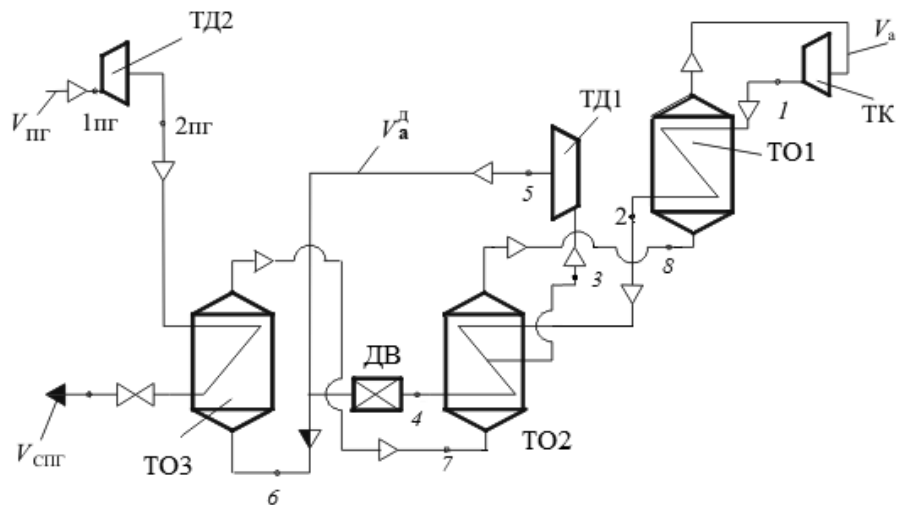


Рис. 3. Технологическая схема сжижения природного газа с циркуляционным азотным циклом
Fig. 3. Technological scheme of natural gas liquification with circulation nitrogen cycle

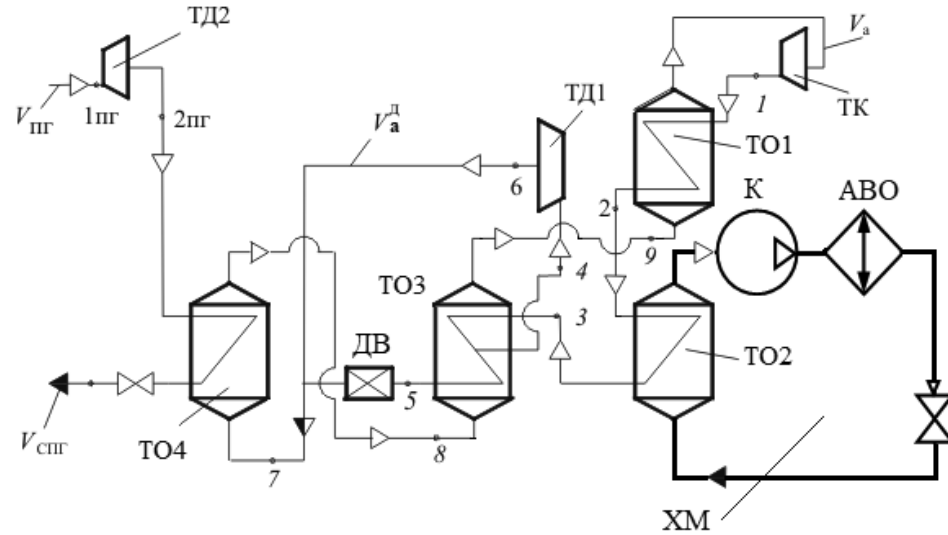


Рис. 4. Технологическая схема сжижения ПГ с циркуляционным азотным циклом и циклом предварительного охлаждения
Fig. 4. Technological scheme of natural gas liquification with circulation nitrogen cycle and pre-cooling cycle

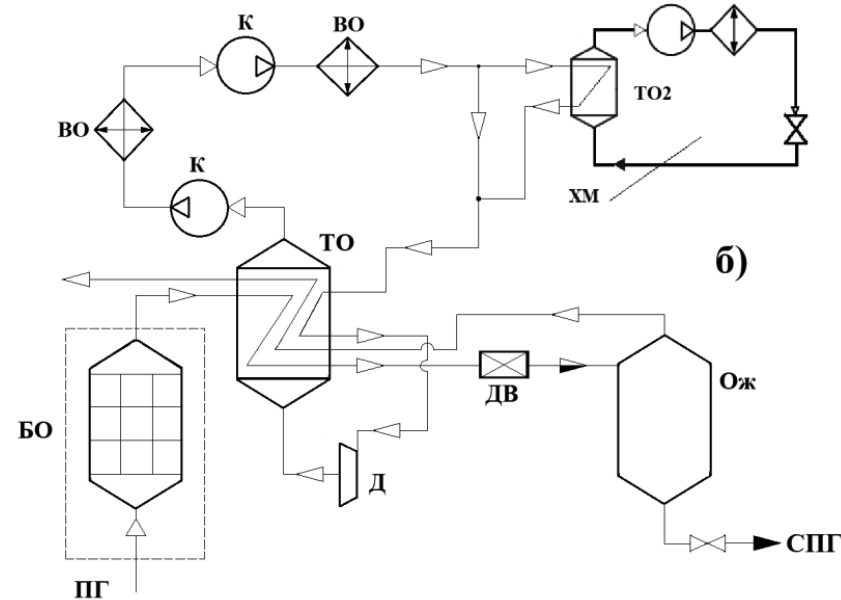


Рис. 5. Технология сжижения природного газа с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения
Fig. 5. Natural gas liquification with circulation nitrogen cycle and pre-cooling cycle

Зарубежные технологии с использованием циркуляционного азотного цикла

В англоязычных источниках наибольшее распространение получила последняя упомянутая технология. Разработаны разные ее модификации и проведено множество аналитических исследований как энергетических и экономических показателей. В основном все исследователи приходят к выводу, что данная технология является наиболее простой и удобной в эксплуатации. Технология считается наиболее подходящей для малотоннажного производства СПГ, так как помимо вышеуказанных плюсов также отличается компактностью. Наиболее распространенная технология с циркуляционным азотным циклом показана на рис. 6 [21]–[23].

В процессе сжижения природного газа с азотным контуром природный газ сжимается в компрессоре, охлаждается последовательно в охладителе и теплообменниках ТО1 и ТО2, затем дросселируется, где его температура снижается примерно до $-151\text{ }^{\circ}\text{C}$, а давление – до давления хране-

ния, и попадает в отделитель жидкости для выделения сжиженного газа из поступающего пара. Холодные пары газа в качестве обратного потока последовательно охлаждают прямой поток в теплообменнике ТО2 и затем в ТО1.

В азотном контуре азот подвергается двухступенчатому сжатию в двух последовательных компрессорах. После каждого компрессора азот охлаждается охладителем. Затем он поступает в теплообменник ТО1, где дополнительно охлаждается и подается в детандеры Д1 и Д2 для двухступенчатого расширения. После расширения холодный газообразный азот поступает в теплообменники ТО2 и ТО1, сжижая ПГ, и снова попадает в компрессор. Цикл повторяется.

Существуют разные модификации и модернизации технологии, приведенной на рис. 6. На рис. 7 и 8, показаны улучшенные разновидности технологической схемы производства СПГ с азотным контуром. Основным отличием этих технологий является включение в схему цикла предварительного охлаждения. В варианте схемы

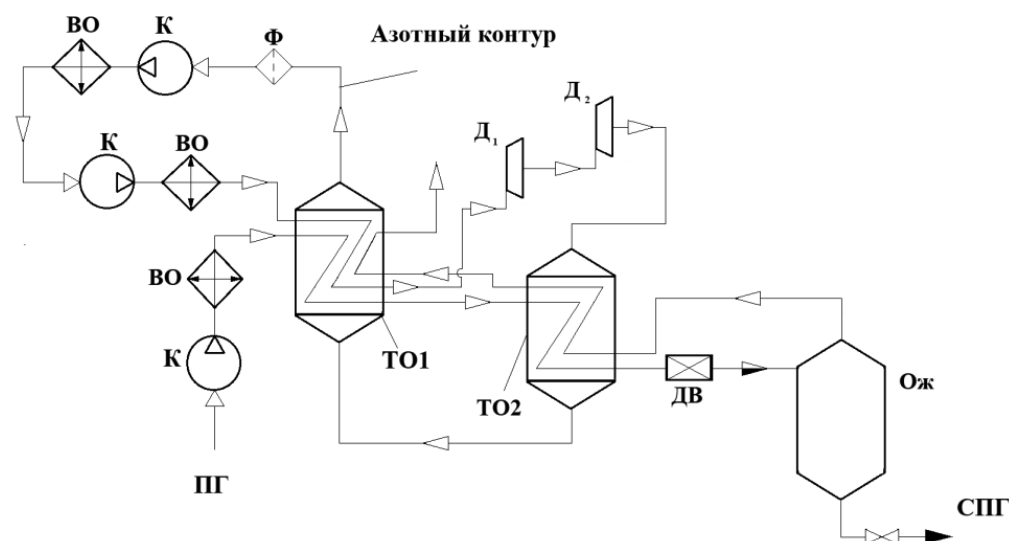


Рис. 6. Технологическая схема (а) производства СПГ с азотным контуром

Fig. 6. Technological scheme (a) of LNG production with nitrogen cycle

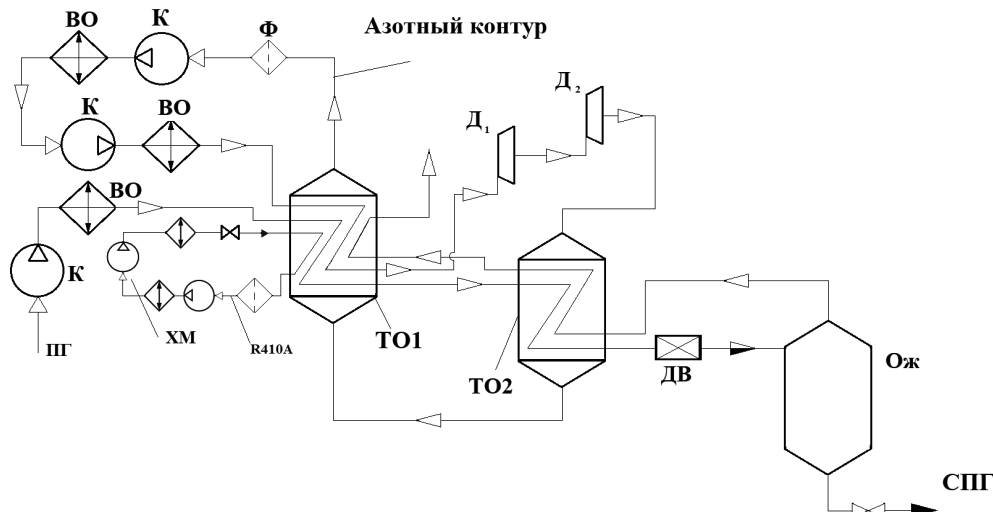


Рис. 7. Технологическая схема (b) с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения хладагентом R410a

Fig. 7. Technological scheme (b) with nitrogen cycle and the cycle of pre-cooling by R410a refrigerant

на рис. 8 помимо цикла предварительного охлаждения с целью достижения большей энергетической эффективности добавлен дополнительный теплообменник ТО3.

В цикле предварительного охлаждения хладагент также проходит двухступенчатое сжатие и охлаждается охладителем. Затем он дросселируется в дроссельном вентиле и в качестве хладагента поступает в теплообменник ТО1.

На рис. 9 показана модификация технологии, рассмотренной на рис. 8. В качестве хладагента в цикле предварительного охлаждения используется диоксид углерода (CO_2).

Отличием данной технологии является применение дополнительного отделителя жидкости ОЖ1 и разделение азота после одноступенчатого расширения (в отличие от схем на рис. 6, 7, 8).

Природный газ, после предварительной обработки поступает в теплообменник ТО2, где его температура снижается до -30°C . В теплообменнике ТО2 газ охлаждается с использованием части потока азота после раз-

делителя и тяжелых углеводородов после отделителя жидкости ОЖ1. После ОЖ1 газ поступает в теплообменник ТО3, где охлаждается до температуры -137°C . Затем газ дросселируется в вентиле ДВ и охлаждается до температуры $-150,9^\circ\text{C}$, а его давление снижается до давления хранения 0,2 МПа. В отделителе жидкости ОЖ2 поток разделяется и его холодные пары дополнительно охлаждают теплообменник ТО1. Таким образом теплообменник ТО1 охлаждается 4 источниками холода: холодильной машиной с использованием хладагента CO_2 , тяжелыми углеводородами из отделителя жидкости ОЖ1, холодными парами газа после отделителя жидкости ОЖ2 и частью потока азота после распределителя.

В азотном контуре азот сжимается в ступенях и охлаждается в охладителях. Затем азот дополнительно охлаждается в теплообменнике ТО1 в цикле предварительного охлаждения CO_2 , в результате его температура снижается до -52°C при испарении хладагента. После этого азот поступает в детандер Д, где расширяется и его

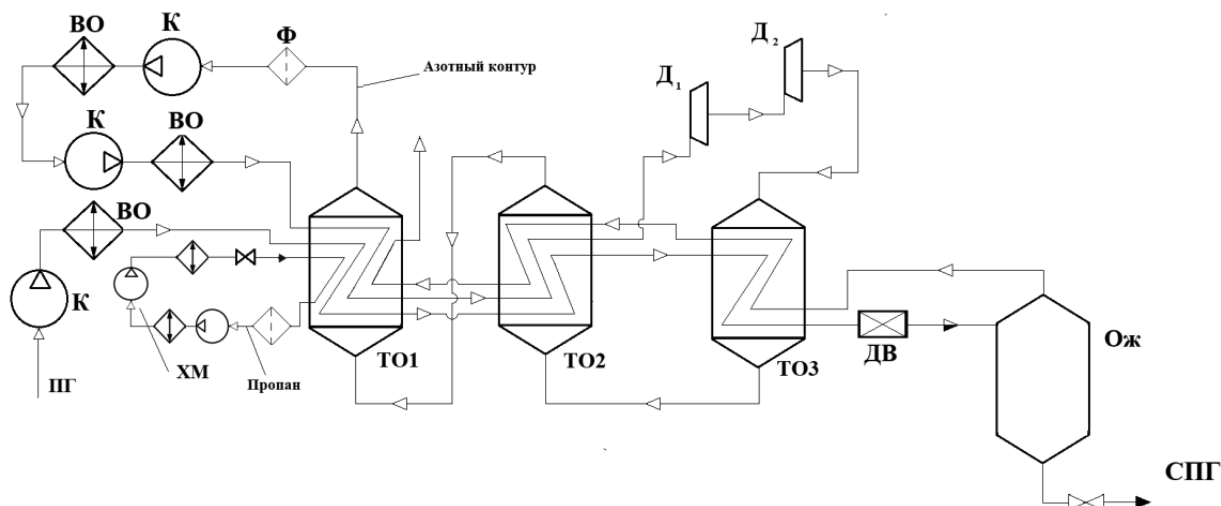


Рис. 8. Технологическая схема (с) с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения хладагентом R290 (пропан)

Fig. 8. Technological scheme (c) with nitrogen cycle and the cycle of pre-cooling by R290 refrigerant (propane)

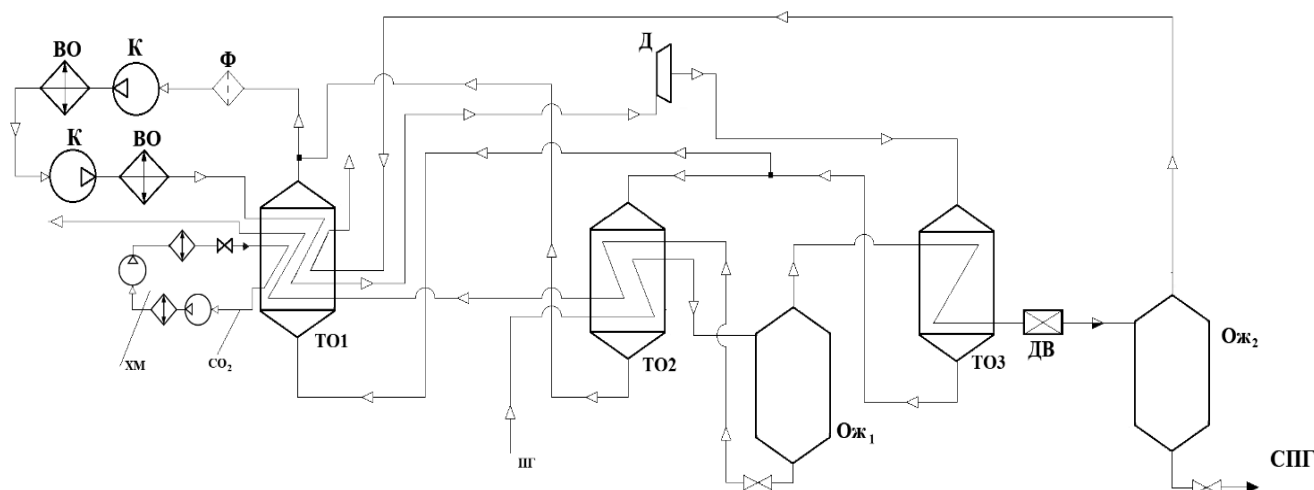


Рис. 9. Технологическая схема (d) с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения хладагентом CO_2

Fig. 9. Technological scheme (d) with nitrogen cycle and the cycle of pre-cooling by CO_2 refrigerant

температура снижается до $-134,1\text{ }^{\circ}\text{C}$, и уже в сжиженном виде азот охлаждает теплообменники TO3, TO2 и TO1. Проходя через теплообменник TO3, азот охлаждает природный газ, затем в разделителе разделяется на две части, охлаждая одновременно потоки в теплообменниках TO2 и TO1. Подобное разделение азота полезно для уменьшения разности температур в прямом и обратном потоках в теплообменнике TO1.

В цикле предварительного охлаждения хладагент CO_2 сжимается в двухступенчатом компрессоре и последовательно охлаждается в охладителях до температуры $35\text{ }^{\circ}\text{C}$. Затем он дросселируется в дроссельном вентиле и охлаждает поток в предварительном теплообменнике TO1.

На рис. 10 показана модификация технологии, приведенной на рис. 9. В этой технологии газ предварительно охлаждается не только в цикле предварительного охлаждения (хладагент CO_2), но и природным газом. Также в этом варианте вместо чистого азота в азотном цикле применяются пары смеси азот/метан (N_2/CH_4) [24].

Природный газ после предварительной обработки охлаждается в теплообменнике TO2 до температуры примерно $-148\text{ }^{\circ}\text{C}$ и поступает на дроссельный вентиль. В дроссельном вентиле газ дросселируется до давления хранения в резервуаре $0,2\text{ МПа}$ при температуре $-153\text{ }^{\circ}\text{C}$. Наконец парожидкостная смесь попадает в отделитель жидкости ОЖ1, а выходящий пар обратным холодным потоком проходит последовательно теплообменники TO2, TO1 и TO3.

В азотном цикле вместо чистого азота используется смешанный хладагент из азота и метана. Смешанный хладагент также сжимается в двух стадиях и последовательно после каждого компрессора охлаждается охладителями. Затем он поступает в теплообменник TO1, охлаждается до температуры примерно $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ и поступает в детандеры Д1 и Д2. После двух стадий расширения смешанный хладагент при давлении $0,23\text{ МПа}$ и температуре примерно $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$ поступает в теплообменник TO2 для охлаждения природного газа. После этого смешанный хладагент поступает в теплообменник TO1, дополнительно охлаждая потоки в нем, и вновь поступает на сжатие в компрессоры. Цикл повторяется.

Цикл предварительного охлаждения в этой схеме аналогичен циклу в схеме на рис. 9, за исключением дополнительного охлаждения хладоносителя холодильной машины парами СПГ из отделителя жидкости.

Теплообменник TO1 во всех рассмотренных технологиях является ключевым компонентом. Через него проходят цикл предварительного охлаждения, азотный цикл и обратный поток природного газа после отделителя жидкости. В целях ограничения требуемой площади поверхности теплопередачи, во всех теплообменниках минимальная разность температур между прямым и обратным потоками на холодном конце теплообменного аппарата была выбрана $\Delta T_{\min} = 2\text{ К}$. Следует отметить, что такая невысокая минимальная разность температур уменьшает энергетические затраты, но увеличивает габаритные размеры.

Анализ технологий

Основным показателем при анализе технологий является удельное энергопотребление. Анализ проведен при помощи симулятора Aspen HYSYS. Данный симулятор наиболее привлекателен при моделировании процессов сжижения природного газа и позволяет прогнозировать характеристики процессов при различных входных условиях. Для вычисления термодинамических свойств чистых и смешанных углеводородов используется уравнение Пенга–Робинсона [25]:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V^2 + 2bV - b^2}. \quad (3)$$

Для чистых веществ:

$$a = a_0 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}; \quad b = b_0 \frac{RT_c}{P_c};$$

$$a_0 = 0,45724; \quad b_0 = 0,07780;$$

$$\alpha = \left[1 + (0,37464 + 1,5422\omega - 0,2699\omega^2) (1 - \sqrt{T_r}) \right]^2,$$

где P — давление; V — молярный объем; T — температура; R — универсальная газовая постоянная;

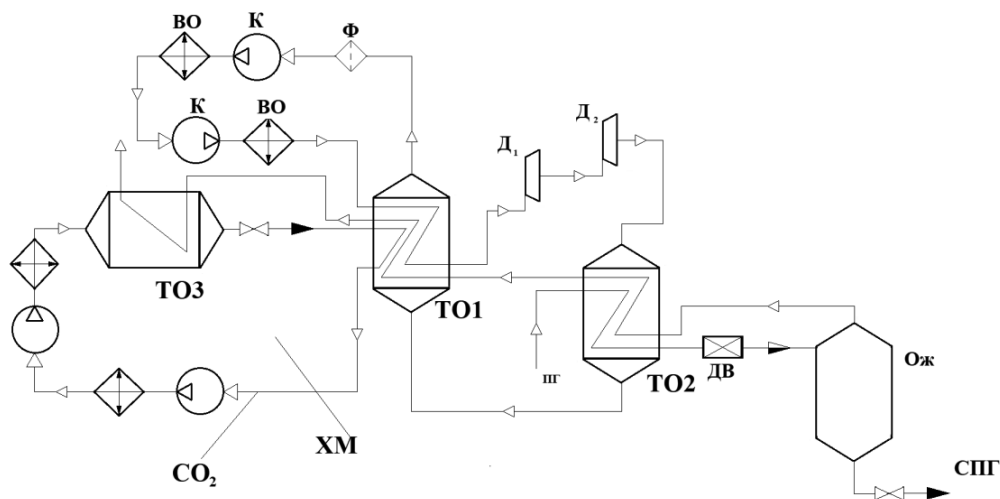


Рис. 10. Модифицированная технологическая схема (е) с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения хладагентом CO_2

Fig. 10. Modified technological scheme (e) with nitrogen cycle and the cycle of pre-cooling by CO_2 refrigerant

$T_r = T/T_c$ — относительная температура; $P_r = P/P_c$ — относительное давление; T_c — критическая температура; P_c — критическое давление; ω — ацентрический фактор.

Для вычисления свойств смесей применяется правило смешения.

Расчетные параметры подаваемого на сжижение природного газа приведены в табл. 3.

Сравниваются показатели производства СПГ в соответствии с пятью представленными технологическими схемами:

(a) — с азотным контуром без цикла предварительного охлаждения;

(b) – (d) — с азотным контуром и предварительным охлаждением хладагентом R410a, пропаном R290 и диоксидом углерода CO₂, соответственно;

(e) — с контуром на смешанном хладагенте азот/метан (N₂/CH₄) и предварительным охлаждением диоксидом углерода CO₂.

Адиабатические КПД детандера и компрессора рассчитываются по формуле (1) и для всех технологий равны:

— адиабатический КПД детандера $\eta_d=80\%$;

— адиабатический КПД компрессора $\eta_k=85\%$.

Удельное энергопотребление, являющееся основным показателем для оценки эффективности процесса сжижения ПГ, определяется по формуле:

$$W = \frac{W_{\text{комп}} - W_{\text{дет}}}{G_{\text{СПГ}}}, \tag{4}$$

где $W_{\text{комп}}$ — суммарная потребляемая мощность компрессоров; $W_{\text{дет}}$ — суммарная выработка холодопроизводительности детандерами; $G_{\text{СПГ}}$ — объемный расход сжиженного природного газа.

Сравнение удельного энергопотребления и выхода продуктового СПГ при ожижении 1 кмоль/ч в рассматриваемых технологических установках приведено в табл. 4.

Закключение

Результаты проведенного анализа показывают, что у технологии сжижения природного газа с азотным циклом без предварительного охлаждения энергозатраты значительно выше. Включение в эту технологию цикла предварительного охлаждения повышает ее энергоэффективность. При использовании в цикле предварительного охлаждения хладагента R410a энергетические расходы уменьшаются на 22,7%, при использовании пропана — более 20%, и при предварительным охлаждением двуоксидом углерода – на 7% и 12%, соответственно в схемах на рис. 9, 10. Согласно исследованиям [11, 24] данные значения все равно оказываются большими относительно процесса C3/MRC, где удельное энергопотребление примерно на 10% меньше, чем в рассмотренных в данной статье циклов. Однако преимуществом рассмотренных выше технологий является малое количество основного оборудования. Согласно того же исследования в процессе C3/MRC используется 24 ключевые единицы оборудования (5 компрессоров, 6 теплообменников, 6 сепараторов, 7 дроссельных вентилей), а в процессе с азотным контуром — 10–13 единиц такого оборудования (4 компрессора, 1 или 2 детандера, 3 теплообменника, 1–2 сепаратора и 2 дроссельных вентиля). Это означает, что в рассматри-

Таблица 3

Параметры сжижаемого природного газа

Table 3

Characteristics of liquefied natural gas

Параметр		Схемы (a) – (c)	Схема (d)	Схема (e)
Давление подаваемого газа, МПа		3	4,8	5
Температура подаваемого газа, К		293	305	303
Расход подаваемого газа, кмоль/ч		1	4	1
Давление хранения СПГ, МПа		0,2	0,2	0,23
Температура окружающей среды, К		293	298	298
Температура газа после охладителей, К		313	308	305
Состав, %	Метан CH ₄	0,90	0,82	0,90
	Этан C ₂ H ₆	0,04	0,112	0,04
	Пропан C ₃ H ₈	0,02	0,04	0,02
	Бутан C ₄ H ₁₀	0,02	0,021	0,02
	Азот N ₂	0,02	0,007	0,02

Таблица 4

Удельное энергопотребление и достигаемый коэффициент сжижения при использовании технологии с азотным циркуляционным циклом

Table 4

Specific energy consumption and liquification coefficient for the technologies with nitrogen circulation cycle

Параметр	Удельные энергозатраты, (кВт·ч)/кмоль	Коэффициент сжижения, %
Технология производства СПГ с азотным контуром (рис. 6)	10,08	0,95
Технология производства СПГ с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения хладагентом R410a (рис. 7)	7,72	0,95
Технология производства СПГ с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения хладагентом R290 (пропан) (рис. 8)	7,97	0,95
Технология производства СПГ с азотным контуром и циклом предварительного охлаждения хладагентом CO ₂ (рис. 9)	9,38	0,77
Технология производства СПГ с азотным контуром (вместо чистого азота смешанный хладагент азот/метан (N ₂ /CH ₄)) и циклом предварительного охлаждения хладагентом CO ₂ (рис. 10)	8,78	0,95

ваемых схемах гораздо выше компактность установки и соответственно меньше капиталовложения.

Таким образом, несмотря на все преимущества при включении в технологическую схему цикла предварительного охлаждения, данная технология все еще является относительно энергозатратной и требует дальнейших улучшений.

Литература

References

1. Акулов Л. А. Установки и системы низкотемпературной техники. Ожижения природного газа и утилизация холода сжиженного природного газа при его регазификации: учеб. пособие. СПб.: СПбГУНиПТ, 2006. 175 с.
2. Федорова Е. Б. Современное состояние и развитие мировой индустрии сжиженного природного газа: технологии и оборудование. М.: РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2011. 159 с.
3. Mokhtab S., Mak J. Y., Valappil V., Wood D. A. Handbook of liquefied natural gas, 1st ed.; 2014.
4. Chamberlain G. A. Management of large LNG hazards. In: 23rd World gas conference, Amsterdam; 2006.
5. Sepehr Sanaye, Seyed Milad Shams Ghoreishi. Energy, exergy and economic analyses of two modified and optimized smallscale natural gas liquefaction (LNG) cycles using N_2 and N_2/CH_4 refrigerants with CO_2 precooling. // *Cryogenics*. 2019. Vol. 102. p. 66–76.
6. Сафин А. Х. Малотоннажное производство и применение СПГ – сжиженного природного газа (метана) для беструбопроводного газоснабжения и в качестве моторного топлива для наземных транспортных средств. Технично-инвестиционные показатели установок. Отчет – справочник. Санкт-Петербург, ООО «Прима-химмаш», 2013, 257 с.
7. Hasan M., Karimi I., Alfadala H. Optimizing compressor operations in an LNG plant. Book of proceedings of the 1st annual gas processing symposium. 2009. p. 179–84.
8. Архаров А. М., Семенов В. Ю., Лихачева Н. И. Исследование эффективных малотоннажных установок сжижения природного газа. // Инженерный журнал: наука и инновации. 2017. № 4. 11 с.
9. Климентьев А. и др. Возможности и перспективы развития малотоннажного СПГ в России. М.: Центр энергетики Московской школы управления СКОЛКОВО, 2018. 187 с.
10. Краковский Б. Д., Попов О. М., Удут В. Н. Выбор схемы ожижителя природного газа // Холодильная техника. 1999. № 9. С. 26–27.
11. Zongming Y., Mengmeng C., Ying X., Chunlin L. Design and analysis of a small-scale natural gas liquefaction process adopting single nitrogen expansion with carbon dioxide pre-cooling. // *Appl. Therm. Eng.*, 2014. 64:139–46.
12. Архаров А. М. Основы криологии. Энтропийно-статистический анализ низкотемпературных систем. М.: Изд-во МГТУ им. Баумана, 2004. 507 с.
13. Акулов Л. А., Борзенко Е. И., Новотельнов В. Н., Зайцев А. В. Теплофизические свойства и фазовое равновесие криопродуктов. Справочник. СПб.: СПбГУНиПТ, 2009. 567 с.
14. Чириков К. Ю., Рябова Т. С., Ворошилов В. П. Производство сжиженного природного газа. Способы и оборудование. М.: ВНИИЭгазпром, 1976. 71 с.
15. Грезин А. К., Бумагин Г. И., Ланда Ю. И. и др. Анализ эффективности различных схем ожижителей природного газа. В сб. науч. трудов: Криогенное оборудование и криогенные технологии. Вып. 1. Ч. 1. Омск, 1997. С. 15–24.
16. Архаров А. М., Семенов В. Ю., Красноносова С. Д. Энтропийно- статистический анализ установки ожижения природного газа с внешним азотным циклом охлаждения // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2015. № 11. С. 3–10.
17. Архаров А. М., Архаров И. А., Шевич Ю. А., Семенов В. Ю., Лавров Н. А., Красноносова С. Д., Колобова А. Н. К анализу
1. Akulov L. A. Installations and systems of low-temperature equipment. Liquefaction of natural gas and utilization of cold liquefied natural gas during its regasification: studies. stipend. St. Petersburg: SPbGUNiPT, 2006. 175 p. (in Russian)
2. Fedorova E. B. The current state and development of the global liquefied natural gas industry: technologies and equipment. Moscow: Gubkin Russian State University of Oil and Gas, 2011. 159 p. (in Russian)
3. Mokhtab S., Mak J. Y., Valappil V., Wood D. A. Handbook of liquefied natural gas, 1st ed.; 2014.
4. Chamberlain G. A. Management of large LNG hazards. In: 23rd World gas conference, Amsterdam; 2006.
5. Sepehr Sanaye, Seyed Milad Shams Ghoreishi. Energy, exergy and economic analyses of two modified and optimized smallscale natural gas liquefaction (LNG) cycles using N_2 and N_2/CH_4 refrigerants with CO_2 precooling. *Cryogenics*. 2019. Vol. 102. p. 66–76.
6. Safin A. H. Low-tonnage production and use of LNG — liquefied natural gas (methane) for pipeless gas supply and as motor fuel for ground vehicles. Technical and investment indicators of installations. The reference report. St. Petersburg, Prima-Himmash LLC, 2013, 257 p. (in Russian)
7. Hasan M., Karimi I., Alfadala H. Optimizing compressor operations in an LNG plant. Book of proceedings of the 1st annual gas processing symposium. 2009. p. 179–84.
8. Arkharov A. M., Semenov V. Yu., Likhacheva N. I. Investigation of efficient low-tonnage natural gas liquefaction plants. *Engineering Journal: Science and Innovation*. 2017. No. 4. 11 p. (in Russian)
9. Klimentyev A. et al. Opportunities and prospects for the development of low-tonnage LNG in Russia. Moscow: Energy Center of the Moscow School of Management SKOLKOVO, 2018. 187 p. (in Russian)
10. Krakovsky B. D., Popov O. M., Udut V. N. The choice of a natural gas liquefier circuit. *Refrigerating equipment*. 1999. No. 9. pp. 26–27. (in Russian)
11. Zongming Y., Mengmeng C., Ying X., Chunlin L. Design and analysis of a small-scale natural gas liquefaction process adopting single nitrogen expansion with carbon dioxide pre-cooling. *Appl. Therm. Eng.*, 2014. 64:139–46.
12. Arkharov A. M. Fundamentals of cryology. Entropy-statistical analysis of low-temperature systems. Moscow: Publishing House of Bauman Moscow State Technical University, 2004. 507 p. (in Russian)
13. Akulov L. A., Borzenko E. I., Novotelnov V. N., Zaitsev A. V. Thermophysical properties and phase equilibrium of cryoproducs. Directory. St. Petersburg: SPbGUNiPT, 2009. 567 p. (in Russian)
14. Chirikov K. Yu., Ryabova T. S., Voroshilov V. P. Production of liquefied natural gas. Methods and equipment. M.: VNIIEgazprom, 1976. 71 p. (in Russian)
15. Grezin A. K., Paperin G. I., Landa Yu. I. et al. Analysis of the effectiveness of various schemes of natural gas liquefiers. In the collection of scientific works: *Cryogenic equipment and cryogenic technologies*. Issue 1. Part 1. Omsk, 1997. pp. 15–24. (in Russian)
16. Arkharov A. M., Semenov V. Yu., Krasnonosova S. D. Entropy-statistical analysis of a natural gas liquefaction plant with an external nitrogen cooling cycle. *Chemical and oil and gas engineering*. 2015. No. 11. pp. 3–10. (in Russian)

- существующих установок ожижения природного газа малой производительности. // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2010. № 7. с. 24–35.
18. Санавбаров Р. И., Зайцев А. В., Артемьев Д. Анализ ожижителей природного газа с азотным циркуляционным циклом // Техника и технология нефтехимического и нефтегазового производства. Материалы 12-й Международной научно-технической конференции (Россия, Омск, 16–19 февраля 2022 г.). С. 109–110.
19. Быстров Д. И., Акулов Л. А. Анализ детандерных циклов ожижения природного газа, использующих перепады давления на ГРС. В сб.: Совершенствование процессов и оборудования низкотемпературной техники и пищевых технологий. СПб.: СПбГАХПТ, 1998. 8 с. Деп. в ВИНТИ 12.10.98, № 2973 — В98.
20. Архаров А. М. и др. Энтропийно-статистический анализ и экспериментальное исследование установки сжижения природного газа с предварительным охлаждением на уровне -70°C // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2016. № 7. С. 19–24.
21. Архаров А. М., Семенов В. Ю., Красноносова С. Д. Методика энтропийно-статистического анализа малотоннажных установок сжижения природного газа // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2015. № 10. С. 12–17.
22. Remeljei C. W., Hoadley A. F. A. An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes. // Energy. 2006;31 (12):2005–19.
23. He T. B., Ju Y. L. Performance improvement of nitrogen expansion liquefaction process for small-scale LNG plant. // Cryogenics. 2014, 61:111–9.
24. Ding H., Sun H., He M. Optimisation of expansion liquefaction processes using mixed refrigerant N_2 — CH_4 . // Appl. Therm. Eng. 2016. 93:1053–60.
25. Фаловский В. И., Хоросhev А. С., Шахов В. Г. Современный подход к моделированию фазовых превращений углеводородных систем с помощью уравнения состояния Пенга — Робинсона // Известия Самарского научного центра Российской академии наук. 2011. Т. 13. № 4. С. 120–125.
17. Arkharov A. M., Arkharov I. A., Shevich Yu. A., Semenov V. Yu., Lavrov N. A., Krasnonosova S. D., Kolobova A. N. On the analysis of existing low-capacity natural gas liquefaction plants. *Chemical and oil and gas engineering*. 2010. No. 7. pp. 24–35. (in Russian)
18. Sanavbarov R. I., Zaitsev A. V., Artemyev D. Analysis of natural gas liquefiers with nitrogen circulation cycle. *Technique and technology of petrochemical and oil and gas production. Materials of the 12th International Scientific and Technical Conference (Omsk, Russia, February 16–19, 2022)*. pp. 109–110. (in Russian)
19. Bystrov D. I., Akulov L. A. Analysis of expander cycles of natural gas liquefaction using pressure drops at the GRS. In the collection: *Improvement of processes and equipment of low — temperature equipment and food technologies*. St. Petersburg: SPbGAHPT, 1998. 8 p. Dep. in VINITI 12.10.98, No. 2973 — B98. (in Russian)
20. Arkharov A. M. et al. Entropy-statistical analysis and experimental study of a natural gas liquefaction plant with pre-cooling at -70°C . *Chemical and oil and gas engineering*. 2016. No. 7. pp. 19–24. (in Russian)
21. Arkharov A. M., Semenov V. Yu., Krasnonosova S. D. Methodology of entropy-statistical analysis of low-tonnage natural gas liquefaction plants. *Chemical and oil and gas engineering*. 2015. No. 10. pp. 12–17. (in Russian)
22. Remeljei C. W., Hoadley A. F. A. An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes. *Energy*. 2006;31 (12):2005–19.
23. He T. B., Ju Y. L. Performance improvement of nitrogen expansion liquefaction process for small-scale LNG plant. *Cryogenics*. 2014, 61:111–9.
24. Ding H., Sun H., He M. Optimisation of expansion liquefaction processes using mixed refrigerant N_2 — CH_4 . *Appl. Therm. Eng.* 2016. 93:1053–60.
25. Falovsky V. I., Khoroshev A. S., Shakhov V. G. Modern approach to modeling phase transformations of hydrocarbon systems using the Peng — Robinson equation of state. *Proceedings of the Samara Scientific Center of the Russian Academy of Sciences*. 2011. Vol. 13. No. 4. pp. 120–125. (in Russian)

Сведения об авторах

Санавбаров Ромин Искандарович

Аспирант образовательного центра «Энергоэффективные инженерные системы» Университета ИТМО, 191002, Санкт-Петербург, ул. Ломоносова, 9, sanavbarov@itmo.ru

Зайцев Андрей Викторович

К. т. н., доцент, доцент образовательного центра «Энергоэффективные инженерные системы» Университета ИТМО, 191002, Санкт-Петербург, ул. Ломоносова, 9, avzaitsev@itmo.ru

Шерматова Фирюза Мирзоевна

Аспирант образовательного центра «Энергоэффективные инженерные системы» Университета ИТМО, 191002, Санкт-Петербург, ул. Ломоносова, 9, fisher@itmo.ru

Information about authors

Sanavbarov Romin I.

Graduate student of the Educational center «Energy Efficient engineering Systems» of ITMO University, 191002, Russia, St. Petersburg, Lomonosov str., 9, sanavbarov@itmo.ru

Zaitsev Andrey V.

Ph. D., Associate Professor, Associate Professor of the Educational center «Energy Efficient engineering Systems» of ITMO University, 191002, Russia, St. Petersburg, Lomonosov str., 9, avzaitsev@itmo.ru

Shermatova Firuza M.

Graduate student of the Educational center «Energy Efficient engineering Systems» of ITMO University, 191002, Russia, St. Petersburg, Lomonosov str., 9, fisher@itmo.ru



Статья доступна по лицензии
Creative Commons «Attribution-NonCommercial»