

DOI: <https://doi.org/10.17816/RF679107>

EDN: RRQDVA



Использование холодопроизводящей способности сжиженного природного газа при регазификации на воздуходелительных установках

Г.Н. Черкасов, Н.А. Лавров

Московский государственный технический университет им. Н.Э. Баумана, Москва, Российская Федерация

АННОТАЦИЯ

Важной задачей в настоящее время является вопрос оптимизации схемных решений воздуходелительных установок с целью уменьшения либо стоимости установки, либо удельных затрат энергии на получение единицы продукта. А также все чаще поднимаются вопросы возможности полезного использования низкотемпературного потенциала сжиженного природного газа в процессе его регазификации. Целью работы является исследование возможности совмещения процессов регазификации и воздуходеления, а также получение расчетных зависимостей, на основе которых можно сделать вывод о эффективности подобного решения в сравнении с традиционной схемой работы воздуходелительных установок. В ходе работы в программной среде Hysys-14 были смоделированы три схемы воздуходелительных установок с различными вариантами включения потока сжиженного природного газа, для которых приведены зависимости коэффициента извлечения азота и удельных затрат энергии от давления в цикле. Результаты расчетов показали, что затраты энергии на получение азота ниже в среднем на 46,6%, 27,2% и 62,4%, соответственно, для первой, второй и третьей схем по сравнению с традиционной схемой воздуходелительных установок с детандером, а коэффициента извлечения выше в среднем соответственно на 116%, 83% и 166%. Исследование показало, что использование холодопроизводящей способности сжиженного природного газа в технологической схеме воздуходелительных установок может значительно повысить коэффициент извлечения, уменьшить удельные затраты энергии на производство единицы продукта, а также понизить стоимость установки. Рассмотрены преимущества и недостатки каждой схемы, а также предложены возможности применения полученных результатов.

Ключевые слова: воздуходелительная установка; сжиженный природный газ; регазификация; жидкий азот.

Как цитировать:

Черкасов Г.Н., Лавров Н.А. Использование холодопроизводящей способности сжиженного природного газа при регазификации на воздуходелительных установках // Холодильная техника. 2024. Т. 113, № 3. С. 107–119. DOI: <https://doi.org/10.17816/RF679107> EDN: RRQDVA

DOI: <https://doi.org/10.17816/RF679107>

EDN: RRQDVA

Using LNG Cooling Capacity for Regasification at Air Separation Plants

Georgiy N. Cherkasov, Nikolai A. Lavrov

Bauman Moscow State Technical University, Moscow, Russian Federation

ABSTRACT

Today, improvement of air separation unit circuitry to reduce either the plant's cost or the specific energy cost of producing a unit of product is an urgent task. In addition, the issue of the possible use of LNG's cooling potential for its regasification is becoming increasingly relevant. To study the possible combination of regasification and air separation processes and to determine the estimated dependencies to conclude on the effectiveness of such solution compared to the conventional air separation circuit. Hysys-14 software environment was used to model three air separation circuits with different options for actuating the LNG flow. We specified the relationships between nitrogen sweep efficiency and specific energy costs on the pressure in the cycle. The calculations showed that the energy costs of nitrogen are lower by an average of 46.6%, 27.2%, and 62.4%, respectively, for the first, second, and third circuits compared to the conventional air separation circuit with a pressure reducing valve and the sweep efficiency is higher by an average of 116%, 83%, and 166%, respectively. The study showed that the use of LNG cooling capacity in the air separation unit's process flow can significantly increase the sweep efficiency, reduce specific energy costs per unit of product, and reduce the cost of the plant. The paper discusses the advantages and disadvantages of each circuit and suggests possible applications of the obtained results.

Keywords: air separation unit; liquefied natural gas; regasification; liquid nitrogen.

To cite this article:

Cherkasov GN., Lavrov NA. Using LNG Cooling Capacity for Regasification at Air Separation Plants. *Refrigeration Technology*. 2024;113(3):107–119. DOI: <https://doi.org/10.17816/RF679107> EDN: RRQDVA

Submitted: 03.05.2025

Accepted: 05.07.2025

Published online: 21.10.2025

ВВЕДЕНИЕ

В последнее время существенными темпами растет производствоживенного природного газа (СПГ), который на большие расстояния экономически более выгодно транспортировать в жидком состоянии на морских судах — метановозах. В портовых терминалах СПГ переводится в газообразное состояние в газификаторах и выдается потребителю. По типу подвода теплоты газификаторы [1] классифицируются на: с водяным орошением, с погружной горелкой, атмосферные испарители и жидкостного типа. Холодопроизводящую способность СПГ также можно использовать для выработки полезной энергии [2]. Японская компания Osaka Gas является первопроходцем в данной области, имея построенные криогенные электростанции, работающие по циклу Ренкина. Этой же компанией были предложены использование хладоресурса СПГ на воздухо-разделительных установках и многие другие решения [3]. Тема совмещения процесса регазификации СПГ с криогенным воздуходелением рассматривается также во многих работах, например [4, 5], в которых проводится эксергетический анализ и экономическая оценка данного решения.

В условиях нынешней геополитической обстановки особенно актуальна может быть разработка собственных технологических решений. Например, в отличие от существующей схемы, представленной в источнике [6] с циркуляционным азотным контуром, где для сжатия азота применяется дополнительный компрессор, в одной из предложенных в данной работе схем будет использоваться промежуточный теплоноситель — R14 с сжатием в криогенном насосе, что позволит уменьшить общее энергопотребление в сравнении с предыдущим вариантом. Другие схемные решения также претерпели некоторые изменения и более подробно будут описаны далее.

Разделение воздуха методом низкотемпературной ректификации в настоящее время является единственно возможным способом получения технических газов высокой чистоты в больших количествах, а также жидких продуктов разделения воздуха. Схема азотнойвоздухоразделительной установки (ВРУ) с одной ректификационной колонной представлена в работе [7]. Воздух, сжатый в воздушных компрессорах и охлажденный в системе предварительного охлаждения, проходит очистку от влаги и углекислого газа в адсорберах и поступает в основной теплообменник блока разделения воздуха, в котором охлаждается за счет холода обратных потоков, дросселируется и вводится в ректификационную колонну концентрационного типа. Проходя вверх по колонне, воздух обогащается азотом и очищается от остальных высококипящих компонентов воздуха. В конденсаторе колонны газообразный азотный поток конденсируется за счет кипения кубовой жидкости с повышенным содержанием кислорода, находящейся при давлении меньшем, чем давление конденсации азота. В схеме используется турбодетандерный агрегат, предназначенный для получения дополнительной холодопроизводительности.

Существуют разные варианты установки детандера в схеме ВРУ, например в нем может расширяться часть прямого потока воздуха, либо перегретые пары кубовой жидкости, выходящей из конденсатора. Для охлаждения прямого потока в основном теплообменнике используются пары кубовой жидкости, смешанные с газообразным азотом из переохладителя, а также продукционный газообразный азот из колонны.

На современных ВРУ для получения азота, с одной концентрационной колонной, коэффициент извлечения азота может достигать 0,42 [8]. Если же рассмотреть вариант с получением на установке только жидких продуктов, коэффициент извлечения значительно снизится. Это обусловлено тем, что значительная часть полной холодопроизводительности [6]

$$Q_{Az} = \left(\frac{G_A \cdot 1000}{M_A \cdot 3600} \right) \cdot (i_A - i_{Az}), \quad (1)$$

(где G_A , кг/ч — массовый расход получаемого жидкого азота, M_A , г/моль — молярная масса азота, i_A , i_{Az} , Дж/моль — молярные энтальпии азота соответственно при начальных условиях и в жидком виде на выходе из установки), затрачивается на ожижение выводимых из ВРУ жидкостных продуктов. Если ВРУ работает в режиме выдачи продуктов в газообразном виде, то полная холодопроизводительность цикла большей частью затрачивается на компенсацию потерь вследствие несовершенства теплообмена (недорекуперации) в основном теплообменнике, теплопритоков из окружающей среды через теплоизоляцию, гидравлические и иные потери. Для установки Аж-1 [9] уравнение теплового баланса может быть записано в следующем виде:

$$\begin{aligned} \Delta i_{T_{сж}} + q_{np.oxl} + q_{det} = \\ = Q_{Az} + Q_{н.р.} + Q_{о.с.} + Q_{ут.дет} + Q_{ут.комн} + Q_{адс} \end{aligned} \quad (2)$$

В левой части (2) сумма составляющих теоретической холодопроизводительности установки — процессов, сопровождающихся понижением энтальпии: $\Delta i_{T_{сж}}$, кВт — тепловой эффект дросселирования при изотермическом сжатии в компрессоре ниже линии инверсии, $q_{np.oxl}$, кВт — теплота отводимая при предварительном охлаждении воздуха и q_{det} , кВт — отводимая работа при расширении части воздуха в детандере. В правой части стоит Q_{Az} , кВт — отводимая теплота для получения жидких продуктов и сумма потерь: $Q_{н.р.}$, кВт — потери вследствие недорекуперации в основном теплообменнике, $Q_{о.с.}$, кВт теплоприток из окружающей среды, вследствие утечек в детандере $Q_{ут.дет}$, кВт и компрессоре $Q_{ут.комн}$, кВт и нагрева воздуха в адсорберах $Q_{адс}$, кВт. Первые три слагаемых вносят самый значительный вклад в потери установки.

Здесь и далее для расчета схем и термодинамических свойств в ключевых точках цикла, таких как энтальпии,

плотности, константы фазового равновесия и др. было использовано уравнение состояния Пенга–Робинсона. Критериями сходимости расчета принимаются:

$\Delta Q, \text{кВт}$ — тепловой баланс конденсатора-испарителя, т.е. разница теплоты конденсации азота и теплоты испарения кубовой жидкости, должна находиться в пределах 1 кВт.

$\Delta T, \text{К}$ — минимальные разницы температур в теплообменных аппаратах должны быть не менее 1 К.

$\Delta T, \text{К}$ — температурный запас на выходе из детандера, температура потока должна быть выше температуры точки росы при данном давлении на 3–4 К.

В ходе расчета и оптимизации независимыми переменными являются: расход и давление прямого потока, доля детандерного потока, давление кубовой жидкости, поступающей в конденсатор, и величина ее переохлаждения в теплообменнике, температура перед детандером. Зависимые переменные в данном случае — это расход и чистота продукционного азота.

Исходные данные для моделирования представлены в табл. 1.

По результатам расчета были построены графические зависимости коэффициента извлечения по жидкому азоту и удельные затраты мощности на получение 1 кг жидкого азота от давления в цикле (рис. 1). Очевидно, что при увеличении давления до величины давления инверсии воздуха при температуре изотермического сжатия в компрессоре, коэффициент извлечения будет повышаться,

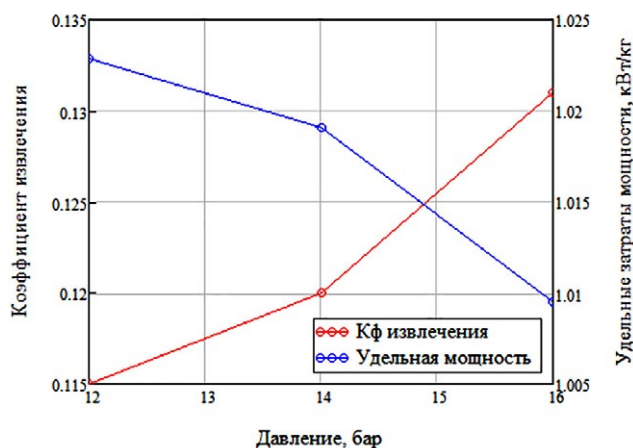


Рис. 1. Результаты расчета. воздухоразделительная установка Аж-1.

Fig. 1. Calculation of the air separation plant for 1000 kg/h liquid nitrogen.

так как увеличивается тепловой эффект дросселирования и работа детандера.

В качестве внешнего источника дополнительной холодопроизводительности предлагается использование холодопроизводящей способности СПГ. За счёт этого увеличивается полная холодопроизводительность цикла и при одинаковых затратах энергии извлекается из установки больше жидкого азота. Рассмотрено три возможных варианта применения холодопроизводящей способности СПГ. Первый — непосредственное включение потока СПГ в основной теплообменник ВРУ, второй — использование дополнительного замкнутого контура с хладагентом R14 в качестве промежуточного хладоносителя и третий — получение на установке газообразного азота и сжижение его в теплообменнике с СПГ.

РЕГАЗИФИКАЦИЯ СПГ В ОСНОВНОМ ТЕПЛОБМЕННИКЕ ВРУ

Данная схема представлена на рис. 2. СПГ подается в основной теплообменник (т. 16–17), охлаждая прямой поток воздуха (т. 3–4), регазифицируется и по трубам направляется потребителю. Прямой поток в состоянии, близком к состоянию насыщения вводится в ректификационную колонну (т. 5). Жидкость из куба колонны с повышенным содержанием кислорода переохлаждается в отдельной секции основного теплообменника (т. 6–7) отбросным потоком (т. 14–15) и дросселируется в конденсатор-испаритель АП306, где закипает при давлении 2 бара, конденсируя пары азота, поднявшиеся с первой тарелки. Смешиваясь с парами чистого азота из переохлаждателя (т. 12) и потоком неконденсируемых газов из конденсатора (на рисунке не показан) отбросной поток следует в основной теплообменник (т. 14), нагревается и выводится из системы (т. 15). Жидкий азот из конденсатора (т. 9) разделяется на два потока, один из них идет на орошение колонны (т. 9') другой переохлаждается частью собственного потока и выдается потребителю (т. 10). В данном случае в схеме отсутствует турбодетандер, что приводит к значительному упрощению и удешевлению процесса эксплуатации ВРУ, а также снижаются капитальные затраты. Вместо детандера для получения требуемой холодопроизводительности в цикле используется холодопроизводящая способность регазифицируемого СПГ. Благодаря этому можно не только компенсировать холодопроизводительность

Таблица 1. Исходные данные для моделирования воздухоразделительной установки Аж-1.

Table 1. Design inputs for the air separation plant for 1000 kg/h liquid nitrogen

Наименование потока	Температура, К	Давление, МПа (абс.)	Расход, $\text{м}^3/\text{ч}$	Расход, кг/ч	Состав, моль/моль
Воздух после БКО	292	1,2–1,6	9400–8200	–	$\text{N}_2/\text{O}_2/\text{Ar}$ – 0,7812/0,2095/0,0093

Н.у. – 20°C, 101 325 Па

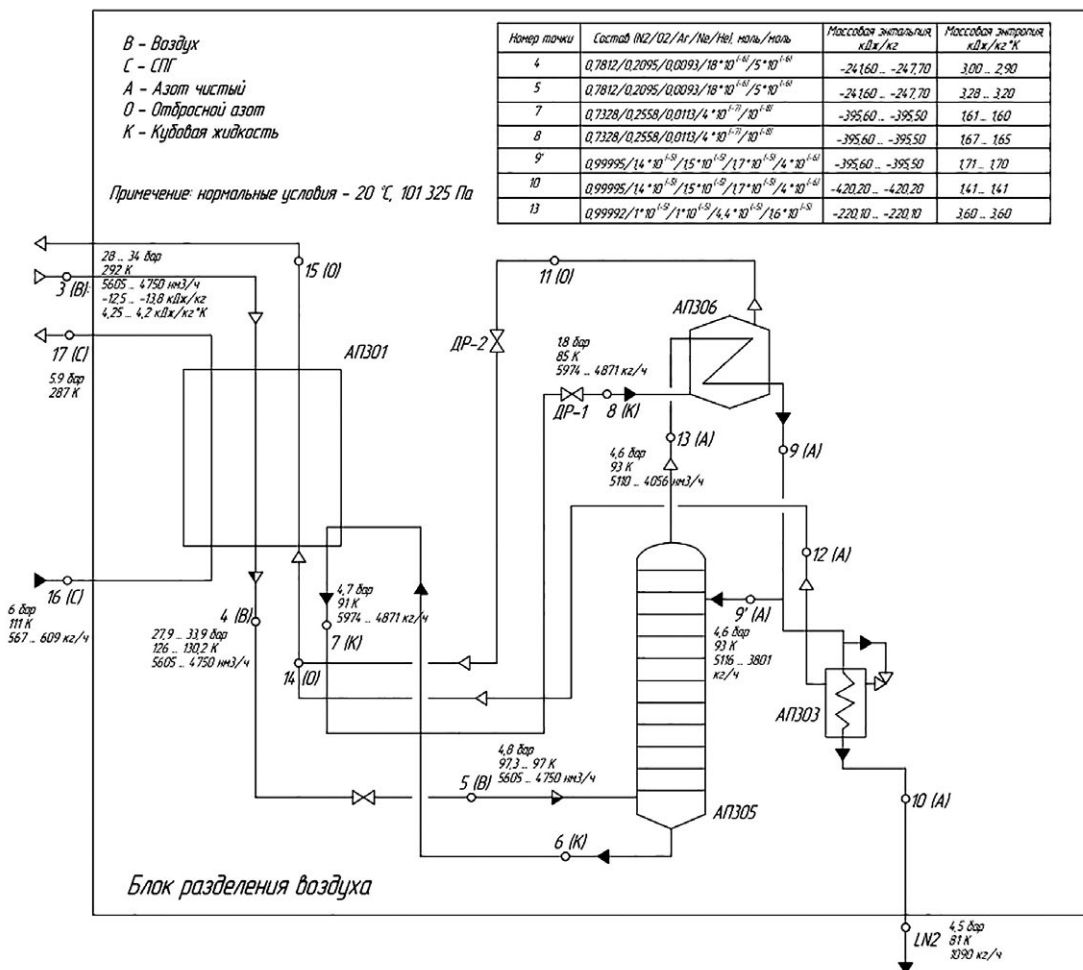


Рис. 2. Принципиальная схема воздухоразделительных установок с использованием холодопроизводящей способности сжиженного природного газа.

Fig. 2. Schematic diagram of the air separation plant using the LNG cooling capacity.

детандера, но даже увеличить полную холодопроизводительность, что приведет либо к дополнительному выходу жидких продуктов, либо к уменьшению затрат энергии на компримирование воздуха. В ходе расчета и оптимизации независимыми переменными являются: расход и давление прямого потока, а также его температура на выходе из основного теплообменника, давление кубовой жидкости, поступающей в конденсатор и величина ее переохлаждения в теплообменнике. Зависимые переменные в данном случае — это расход и чистота производимого азота, давление СПГ. Стоит отметить допущение, принимаемое здесь и далее относительно состава СПГ. Как известно, состав СПГ зависит от места его добычи и сжижения и представляет из себя смесь, где наибольшую долю занимает метан (86–96%), но также присутствуют такие примеси, как этан, азот, пропан и т.д. В данном случае сделано упрощение, которое заключается в представлении СПГ как чистого метана, т.к. учесть все возможные комбинации состава не представляется возможным. В реальности присутствие в СПГ различных примесей может сдвинуть полученные в данной работе

результаты как в лучшую так и в худшую сторону, в силу того, при кипении многокомпонентной смеси возникает температурный глайд, который может как улучшить минимальную температурную разницу в теплообменнике, так и ухудшить, это напрямую зависит от температурной кривой прямого потока на Q–T диаграмме, также присутствие примесей в метане меняет величину скрытой теплоты парообразования, которая может как увеличиться, так и уменьшиться, поменяв тепловой баланс системы, аналогичная ситуация и с температурой кипения, которая благодаря присутствию таких высококипящих компонентов как этан и пропан, увеличится. Но даже учитывая все это, можно сказать, что существенного влияния на результат это не несет и изменение таких параметров может быть компенсировано всего лишь небольшой корректировкой независимых переменных. Исходные данные для моделирования представлены в табл. 2.

Рассчитанные термодинамические параметры в характерных точках цикла представлены на рис. 2 и в табл. 2а.

По результатам расчета были построены графические зависимости коэффициента извлечения установки

Таблица 2. Исходные данные для моделирования воздуходелительных установок с регазификацией сжиженного природного газа в основном теплообменнике

Table 2. Design inputs for the air separation plant with LNG regasification in the main heat exchanger

Наименование потока	Температура, К	Давление, МПа (абс.)	Расход, $\text{нм}^3/\text{ч}$	Расход, $\text{кг}/\text{ч}$	Состав, моль/моль
Воздух после БКО (т. 3)	292	2,8–3,4	5605–4750	–	$\text{N}_2/\text{O}_2/\text{Ar} - 0,7812/0,2095/0,0093$
СПГ (т. 16)	111	0,6	–	567–609	$\text{CH}_4 - 1$
Н.у. – 20°C, 101 325 Па					

Таблица 2а. Результаты расчета воздуходелительных установок с регазификацией сжиженного природного газа в основном теплообменнике

Table 2a. Calculation of the air separation plant with LNG regasification in the main heat exchanger

Номер точки	Температура, К	Давление, бар (абс.)	Расход, $\text{нм}^3/\text{ч}$	Расход, $\text{кг}/\text{ч}$	Состав, $\text{N}_2/\text{O}_2/\text{Ar}/\text{Ne}/\text{He}$, моль/моль	Массовая энтальпия, $\text{кДж}/\text{кг}$	Массовая энтропия, $\text{кДж}/\text{кг}\cdot\text{K}$
4	126...130,2	27,9...33,9	5605...4750	–	$0,7812/0,2095/0,0093/18\cdot 10^{-6}/5\cdot 10^{-6}$	-241,60... -241,70	3,00...2,90
5	97,3...97	4,8	5605...4750	–	$0,7812/0,2095/0,0093/18\cdot 10^{-6}/5\cdot 10^{-6}$	-241,60... -241,70	3,28...3,20
7	91	4,7	–	5974...4871	$0,7328/0,2558/0,0113/4\cdot 10^{-7}/10^{-8}$	-395,60... -395,50	1,61...1,60
8	85	1,8	–	5974...4871	$0,7328/0,2558/0,0113/4\cdot 10^{-7}/10^{-8}$	-395,60... -395,50	1,67...1,65
9`	92,9	4,6	–	5116...3801	$0,99995/1,4\cdot 10^{-5}/1,5\cdot 10^{-5}/1,7\cdot 10^{-5}/4\cdot 10^{-6}$	-395,60... -395,50	1,71...1,70
10	81	4,5	–	1090	$0,99995/1,4\cdot 10^{-5}/1,5\cdot 10^{-5}/1,7\cdot 10^{-5}/4\cdot 10^{-6}$	-420,20	1,41
13	93	4,6	5110...4056	–	$0,99992/10^{-5}/10^{-5}/4,4\cdot 10^{-5}/1,6\cdot 10^{-5}$	-220,10	3,60

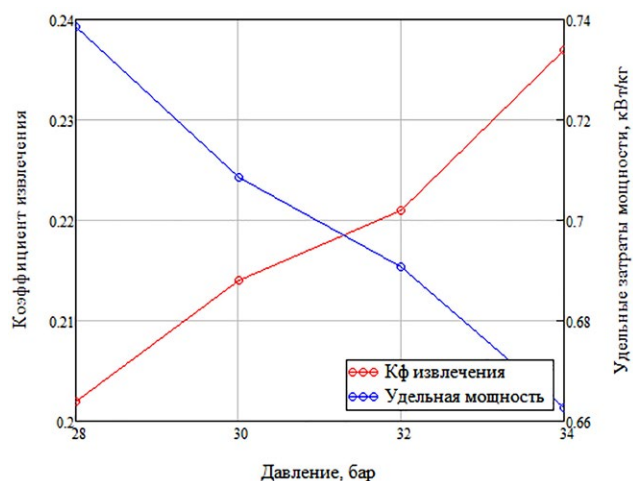


Рис. 3. Результаты расчета. Регазификация сжиженного природного газа в основном теплообменнике воздуходелительной установки при давлении 0,6 МПа.

Fig. 3. Calculation of the air separation plant with LNG regasification in the main heat exchanger at 0.6 MPa.

по жидкому азоту и удельные затраты мощности на получение 1 кг жидкого азота от давления в цикле (рис. 3).

РЕГАЗИФИКАЦИЯ СПГ В ТЕПЛОБМЕНЕ С R14

В схеме, представленной на рис. 4, используется замкнутый контур с рабочим веществом R14 в качестве промежуточного хладоносителя. Отличительной

особенностью данного хладагента является его низкая нормальная температура кипения 145 К и низкая температура плавления — 89,6 К. Хладагент R14 химически инертен, нетоксичен и негорюч. В дополнительном теплообменнике он охлаждается до 127 К (т. 20–18) за счёт газифицирования СПГ (т. 16–17), далее направляется в циркуляционный насос и затем в основной теплообменник ВРУ для охлаждения сжатого воздуха, охлажденный прямой поток в состоянии, близком к состоянию насыщения, вводится в ректификационную колонну (т. 5). Жидкость из куба колонны с повышенным содержанием кислорода переохлаждается в отдельной секции основного теплообменника (т. 6–7) отбросным потоком (т. 14–15) и дросселируется в конденсатор-испаритель АП306, где закипает при давлении 2 бара, конденсируя пары азота, поднявшиеся с первой тарелки. Смешиваясь с парами чистого азота из переохлаждителя (т. 12) и потоком неконденсируемых газов из конденсатора (на рис. 7 не показан) отбросной поток следует в основной теплообменник (т. 14), нагревается и выводится из системы (т. 15). Жидкий азот из конденсатора (т. 9) разделяется на два потока, один из них идет на орошение колонны (т. 9') другой переохлаждается частью собственного потока и выдается потребителю (т. 10). Исходные данные для моделирования представлены в табл. 3.

Рассчитанные термодинамические параметры в характерных точках цикла представлены на рис. 4 и в табл. 3а.

По результатам расчета были построены графические зависимости коэффициента извлечения установки по жидкому азоту и удельные затраты мощности

Таблица 3. Исходные данные для моделирования воздуходелительной установки с промежуточным теплоносителем

Table 3. Design inputs for the air separation plant with intermediate heat carrier

Наименование потока	Температура, К	Давление, МПа (абс.)	Расход, м ³ /ч	Расход, кг/ч	Состав, моль/моль
Воздух после БКО (т. 3)	292	3,2–3,6	5810–5050	–	N ₂ /O ₂ /Ar – 0,7812/0,2095/0,0093
СПГ (т. 16)	111	0,6	–	555–568	CH ₄ - 1
R-14 (т. 20)	283	0,12	–	2101–2155	R14 - 1

Н.у. – 20 °С, 101 325 Па

Таблица 3а. Результаты расчета воздуходелительной установки с промежуточным теплоносителем

Table 3a. Calculation of the air separation plant with intermediate heat carrier

Номер точки	Температура, К	Давление, бар (абс.)	Расход, м ³ /ч	Расход, кг/ч	Состав, N ₂ /O ₂ /Ar/Ne/He, моль/моль	Массовая энтальпия, кДж/кг	Массовая энтропия, кДж/кг·К
4	129...131	31,9...35,9	5810...5050	–	0,7812/0,2095/0,0093/18·10 ⁻⁶ /5·10 ⁻⁶	-235,70... -239,40	3,00...2,96
5	96	4,4	5810...5050	–	0,7812/0,2095/0,0093/18·10 ⁻⁶ /5·10 ⁻⁶	-235,70... -239,40	3,36...3,32
7	92,5	4,3	–	6364...5380	0,7354/0,2534/0,0112/3,6·10 ⁻⁷ /6·10 ⁻⁸	-392,70... -392,60	1,69
8	86	2	–	6364...5380	0,7354/0,2534/0,0112/3,6·10 ⁻⁷ /6·10 ⁻⁸	-392,70... -392,60	1,70
9'	91,8	4,2	–	5354...4331	0,99995/1,4·10 ⁻⁵ /1,5·10 ⁻⁵ /1,7·10 ⁻⁵ /4·10 ⁻⁶	-397,90... -398,00	1,66
10	81	4,1	–	1105	0,99995/1,4·10 ⁻⁵ /1,5·10 ⁻⁵ /1,7·10 ⁻⁵ /4·10 ⁻⁶	-420,30... -420,30	1,41
13	91,9	4,2	5311...4491	–	0,99992/1·10 ⁻⁵ /1·10 ⁻⁵ /4,4·10 ⁻⁵ /1,6·10 ⁻⁵	-220,50... -220,50	3,60

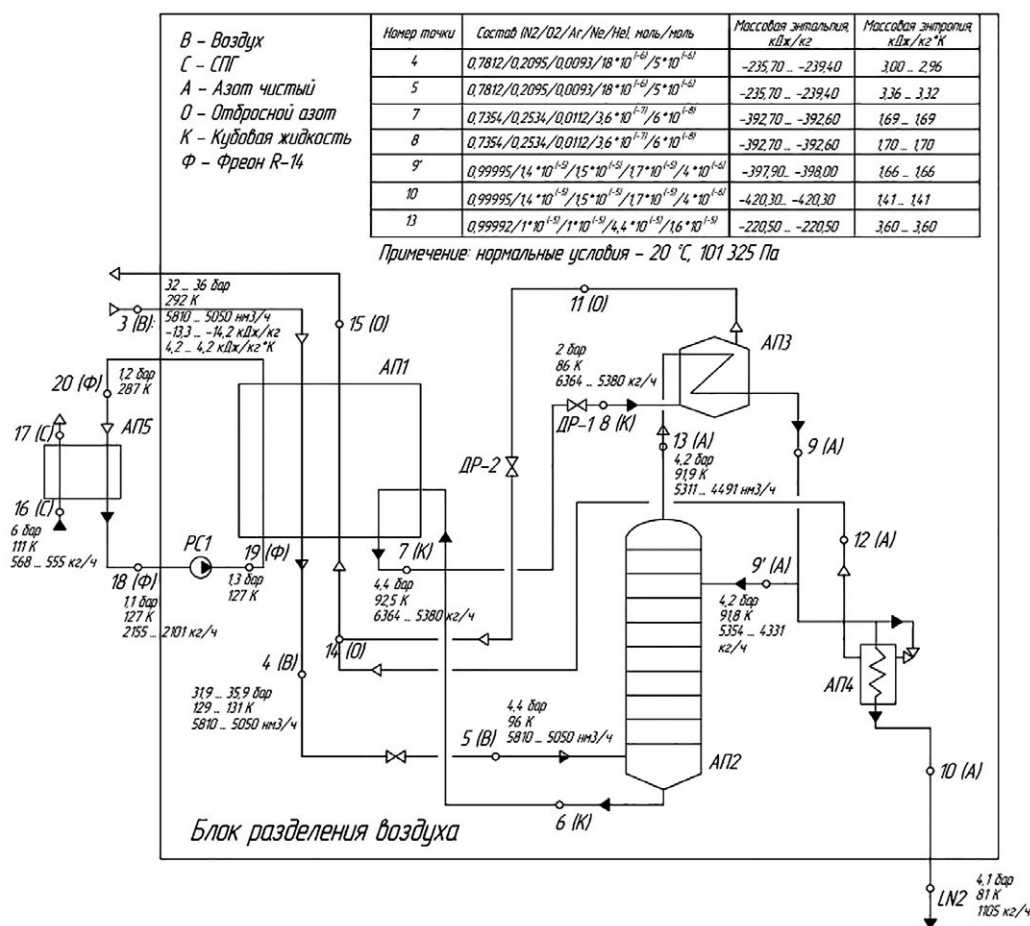


Рис. 4. Принципиальная схема воздуходелительной установки с дополнительным теплообменником-газификатором сжиженного природного газа.

Fig. 4. Schematic diagram of the air separation plant with an auxiliary heat exchanger (LNG gasifier).

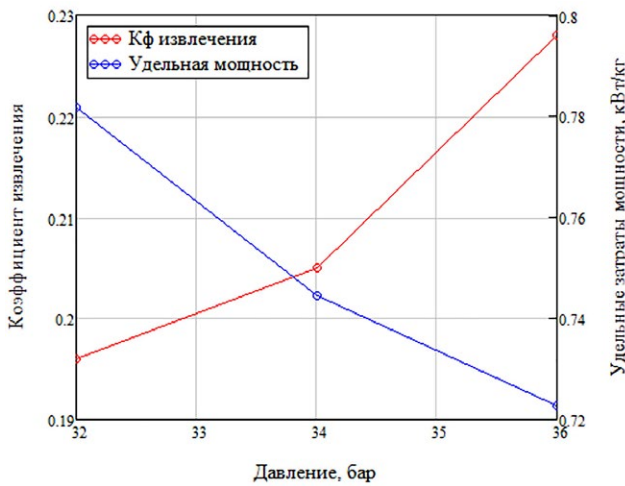


Рис. 5. Результаты расчета. Регазификация сжиженного природного газа в дополнительном теплообменнике R14-СПГ при давлении 0,6 МПа.

Fig. 5. Calculation of the air separation plant with LNG regasification in the auxiliary heat exchanger R14 LNG at 0.6 MPa.

на получение 1 кг жидкого азота от давления в цикле (рис. 5). Цикл был рассчитан при значениях давления сжатого воздуха 32–36 бар, т.к. при меньших давлениях в основном теплообменнике будет наблюдаться температурная засечка из-за низкого значения водяного эквивалента прямого потока воздуха. Как видно, полученные значения коэффициента извлечения азота и удельных затрат энергии будут хуже, чем в первом рассматриваемом варианте вследствие потерь холода из-за недорекуперации в дополнительном теплообменнике R14-СПГ, а также из-за более высокого давления прямого потока. С другой стороны, эти величины будут лучше, чем в обычной установке без использования СПГ.

РЕГАЗИФИКАЦИЯ СПГ ПРОДУЦИОННЫМ АЗОТОМ

В третьей схеме (рис. 6) предлагается рассмотреть получение газообразного азота на установке А-1, а затем его ожижение в теплообменнике за счет газификации СПГ. Получаемый в цикле газообразный азот при давлении 6–7 бар направляется в дожимающие азотные компрессоры (т. 1), где его давление повышается до 26–30 бар и затем поступает в дополнительный теплообменник (т. 2), куда также подается поток СПГ (т. 10–11). Далее жидкий азот направляется в переохладитель, где охлаждается на 10–15К (т. 3–4) за счет дросселирования части собственного потока, и окончательно дросселируется до нормального давления (т. 6). Исходные данные для моделирования представлены в табл. 4.

Рассчитанные термодинамические параметры в характерных точках цикла представлены на рис. 6 и в табл. 4а.

По результатам расчета в программной среде Hysys-14 были построены графические зависимости коэффициента извлечения установки по жидкому азоту и удельные затраты мощности на получение 1 кг жидкого азота от давления в цикле. Результаты представлены на рис. 7. Благодаря тому, что на установке получается азот в газообразном виде и отсутствуют потери холода с жидкими продуктами, коэффициент извлечения в данном варианте оказывается самым высоким, даже несмотря на то, что часть производимого жидкого азота используется для переохлаждения целевого потока. К тому же, за счет того, что в данном варианте регазификация СПГ происходит в отдельном узле, возможно избежать высокого давления компримирования воздуха, поступающего в холодный блок ВРУ, необходимого в двух предыдущих вариантах для избежания температурной

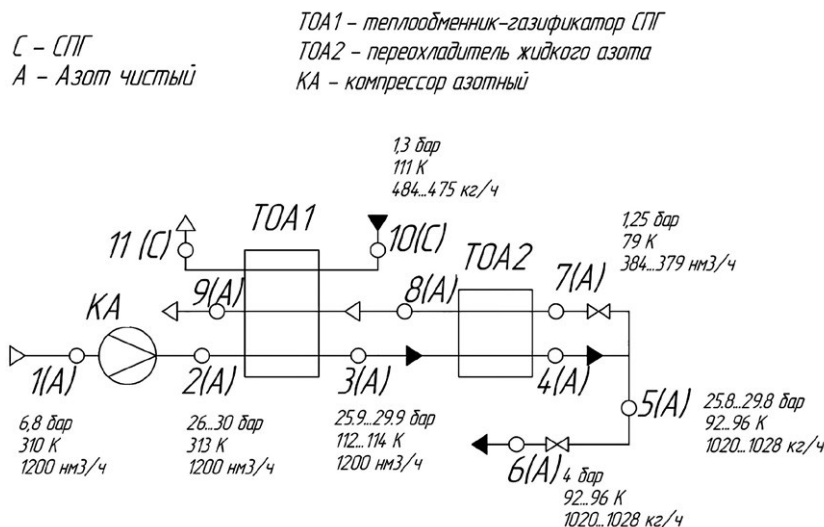


Рис. 6. Узел ожижения производимого азота и газификации сжиженного природного газа.

Fig. 6. Product nitrogen liquefaction and LNG gasification unit.

Таблица 4. Исходные данные для моделирования воздуходелительной установки с регазификацией сжиженного природного газа продукционным азотом

Table 4. Design inputs for the air separation plant with LNG regasification using the product nitrogen

Наименование потока	Температура, К	Давление, МПа (абс.)	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч	Состав, моль/моль
Газообразный азот с ВРУ (т. 1)	310	0,68	1200	–	N ₂ /O ₂ /Ar/Ne/He – 0,99995/1,4*10 ⁽⁻⁵⁾ /1,5*10 ⁽⁻⁵⁾ /1,7*10 ⁽⁻⁵⁾ /4*10 ⁽⁻⁶⁾
СПГ (т.10)	111	0,13	–	555–568	CH ₄ – 1

Н.у. – 20 °С, 101 325 Па

Таблица 4а. Результаты расчета воздуходелительной установки с регазификацией сжиженного природного газа продукционным азотом

Table 4a. Calculation of the air separation plant with LNG regasification using the product nitrogen

Номер точки	Температура, К	Давление, бар (абс.)	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч	Состав, N ₂ /O ₂ /Ar/Ne/He, моль/моль	Массовая энтальпия, кДж/кг	Массовая энтропия, кДж/кг*К
2	313	26...30	1200	–	0,99995/1,4·10 ⁻⁵ /1,5·10 ⁻⁵ /1,7·10 ⁻⁵ /4·10 ⁻⁶	9,31...8,41	4,35...4,31
3	112	25,9...29,9	1200	–	0,99995/1,4·10 ⁻⁵ /1,5·10 ⁻⁵ /1,7·10 ⁻⁵ /4·10 ⁻⁶	-348,20... -348,80	2,12...2,11
5	92	25,8...29,8	–	1020...1028	0,99995/1,4·10 ⁻⁵ /1,5·10 ⁻⁵ /1,7·10 ⁻⁵ /4·10 ⁻⁶	-396,30... -396,20	1,65
6	92	4	–	1020...1028	0,99995/1,4·10 ⁻⁵ /1,5·10 ⁻⁵ /1,7·10 ⁻⁵ /4·10 ⁻⁶	-396,30... -396,20	1,68
7	79	1,25	384...489	–	0,99995/1,4·10 ⁻⁵ /1,5·10 ⁻⁵ /1,7·10 ⁻⁵ /4·10 ⁻⁶	-396,30... -396,20	1,71

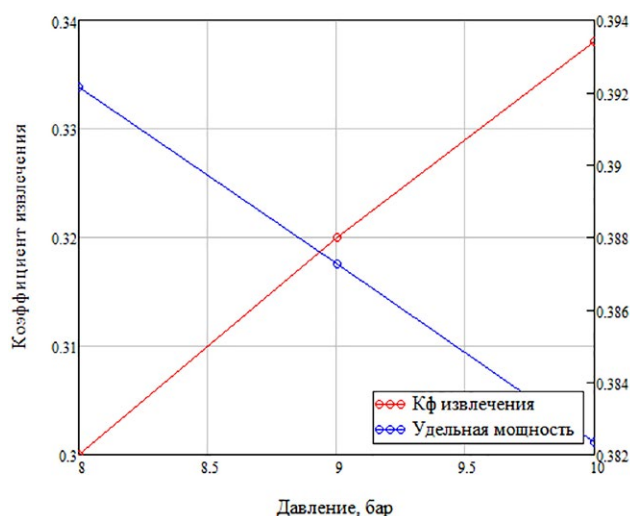


Рис. 7. Результаты расчета. Воздуходелительная установка А-1 с ожижителем азота.

Fig. 7. Calculation of the air separation plant for 1000 kg/h liquid nitrogen with a nitrogen liquefaction unit.

засечки в основном теплообменнике, куда подается природный газ либо R14 в жидком виде и таким образом прямой поток получает дополнительную нагрузку в виде скрытой теплоты парообразования жидкости.

ВЛИЯНИЕ ДАВЛЕНИЯ СПГ НА ПРОЦЕСС РЕГАЗИФИКАЦИИ

Давление СПГ при регазификации является достаточно важным параметром, т.к. от него зависит эффективность процесса регазификации. Максимальная эффективность достигается при минимально возможном давлении

регазификации, это связано с тем, что при уменьшении давления увеличивается скрытая теплота парообразования и таким образом увеличивается холодопроизводительность потока СПГ.

Как можно заметить из табл. 2, 3, первые две схемы были смоделированы с учетом давления регазификации, равного 0,6 МПа. Представляет интерес провести повторный расчет понизив давление регазификации до 0,13 МПа и проверить высказанное выше утверждение о потенциальном улучшении энергетической эффективности. Давление 0,13 МПа было выбрано, руководствуясь логикой, что давление регазификации СПГ должно быть минимальным, но достаточным для компенсации гидрпотерь.

Исходные данные для моделирования представлены в табл. 5, 6.

По результатам расчета в программной среде Hysys-14 были построены графические зависимости коэффициента извлечения установок по жидкому азоту и удельных затрат мощности на получение 1 кг жидкого азота от давления в циклах. Результаты представлены на рис. 8, 9.

Сравнение результатов расчета двух схем с разными давлениями регазификации в рассматриваемом диапазоне давлений прямого потока, представлено в табл. 7.

Как можно заметить, результаты действительно показали улучшение энергетической эффективности установок, а наибольшая разница достигается именно в первой схеме, где давление СПГ напрямую влияет на процесс теплообмена в основном теплообменнике ВРУ. Именно поэтому более логичной представляется регазификация СПГ при меньшем давлении.

Таблица 5. Исходные данные для моделирования воздуходелительной установки с регазификацией сжиженного природного газа в основном теплообменнике при давлении регазификации 0,13 МПа

Table 5. Design inputs for the air separation plant with LNG regasification in the main heat exchanger (regasification pressure: 0.13 MPa)

Наименование потока	Температура, К	Давление, МПа (абс.)	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч	Состав, моль/моль
Воздух после БКО (т. 3)	292	1,8–2,6	4800–3800	–	N ₂ /O ₂ /Ar – 0,7812/0,2095/0,0093
СПГ (т. 16)	111	0,13	–	762–641	CH ₄ – 1
Н.у. – 20°C, 101 325 Па					

Таблица 6. Исходные данные для моделирования воздуходелительной установки с промежуточным теплоносителем при давлении регазификации 0,13 МПа

Table 6. Design inputs for the air separation plant with intermediate heat carrier (regasification pressure: 0.13 MPa)

Наименование потока	Температура, К	Давление, МПа (абс.)	Расход, нм ³ /ч	Расход, кг/ч	Состав, моль/моль
Воздух после БКО (т. 3)	292	3,2–3,6	5500–4700	–	N ₂ /O ₂ /Ar – 0,7812/0,2095/0,0093
СПГ (т. 16)	111	0,13	–	565–550	CH ₄ – 1
R-14 (т. 20)	283	0,12	–	2048–1995	R14 – 1
Н.у. – 20°C, 101 325 Па					

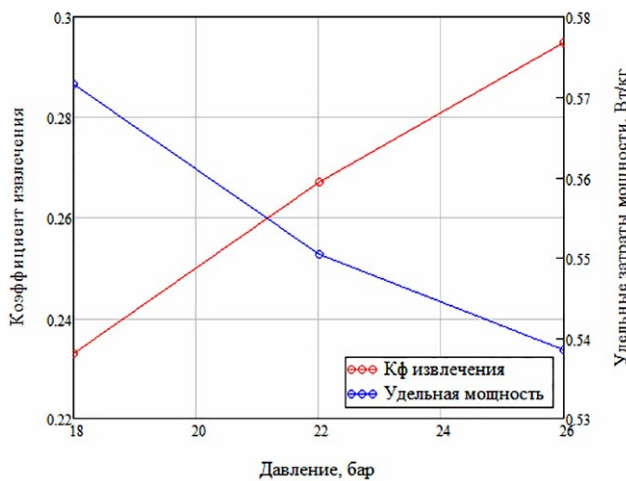


Рис. 8. Результаты расчета. Регазификация сжиженного природного газа в основном теплообменнике воздуходелительной установки при давлении 0,13 МПа.

Fig. 8. Calculation of the air separation plant with LNG regasification in the main heat exchanger at 0.13 MPa.

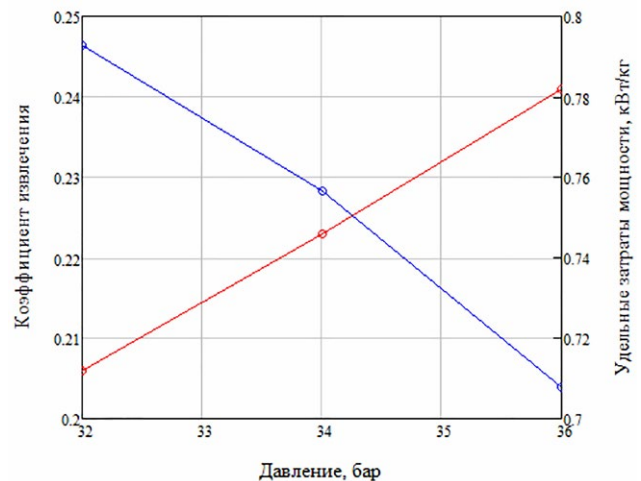


Рис. 9. Результаты расчета. Регазификация сжиженного природного газа в дополнительном теплообменнике R14-СПГ при давлении 0,13 МПа.

Fig. 9. Calculation of the air separation plant with LNG regasification in the auxiliary heat exchanger R14 LNG at 0.13 MPa.

Таблица 7. Сравнение результатов расчета схем при разных давлениях регазификации.

Table 7. Comparison of circuit calculations at different regasification pressure

	Регазификация СПГ в основном теплообменнике ВРУ	
	Давление регазификации, МПа (абс.)	
	0,6	0,13
Средние удельные энергозатраты, кВт/кг	0,70	0,55
Средний коэффициент извлечения, моль/моль	0,22	0,26
	Регазификация СПГ промежуточным теплоносителем	
Средние удельные энергозатраты, кВт/кг	0,77	0,75
Средний коэффициент извлечения, моль/моль	0,2	0,22

Таблица 8. Основные потери в установках, вызванные необратимостью теплообмена

Table 8. Basic losses in plants caused by the irreversible heat exchange

Наименование	Средний теплоприток к блоку разделения, кВт	Средние потери от недорекуперации, кВт	Принятые гидравлические потери, кПа	
			Прямой поток	Поток СПГ
ВРУ Аж-1	9,6	14,3	10,0	–
Регазификация СПГ в основном теплообменнике	6,8	9,9	10,0	10,0
Регазификация СПГ промежуточным теплоносителем	7,0	13,5	10,0	10,0
Регазификация СПГ производственным азотом	5,0	8,8	10,0	10,0

АНАЛИЗ ПОТЕРЬ В УСТАНОВКАХ, ВЫЗВАННЫХ НЕОБРАТИМОСТЬЮ ТЕПЛООБМЕНА

В табл. 8 будут приведены основные потери в установках, вызванные необратимостью теплообмена, такие как: недорекуперация в основном теплообменнике, теплоприток к блоку разделения, а также гидравлические потери в основном теплообменнике.

Для нахождения потерь от недорекуперации будет использована формула [9]:

$$\Delta Q_{н.р.} = C_p \cdot \Delta T \cdot G \cdot 1000 / 3600, \text{ Вт} \quad (3)$$

где C_p — изобарная теплоемкость $\left(\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}\right)$, ΔT — недорекуперация на теплом конце теплообменника (К), G — массовый расход, (кг/ч).

Для нахождения удельного и полного теплопритока к установке использована формула [9]:

$$\Delta q_{o.c.} = 3500 \cdot \phi_1 \cdot \phi_2 / \sqrt[3]{B}, \text{ Дж/моль} \quad (4)$$

$$\Delta Q_{o.c.} = \Delta q_{o.c.} \cdot B / 3600, \text{ Вт} \quad (5)$$

где ϕ_1 — коэффициент, учитывающий тип ВРУ (для азотных установок — 0,7), ϕ_2 — коэффициент, учитывающий

тип узла охлаждения (для реверсивных и нереверсивных теплообменников — 0,8), B — расход воздуха, $\text{м}^3/\text{ч}$

Гидропотери взяты согласно рекомендациям [9].

Как можно заметить, наименьшие потери получаются в схеме с регазификацией СПГ производственным азотом. Это обусловлено более низкими расходами воздуха в том случае, когда азот получается в газообразном виде.

ИТОГОВЫЕ СРАВНЕНИЯ СХЕМ

Перед выводом для наглядности стоит свести все полученные результаты при давлении регазификации, равном 0,13 МПа в итоговые таблицы.

Табл. 9 соответствует сравнению схем по энергетической эффективности, табл. 10 — по экономической целесообразности и табл. 11 — по безопасности.

Подводя итогу отметим, что по совокупности трех рассмотренных вопросов, третья схема с регазификацией СПГ газообразным азотом является наиболее предпочтительным вариантом. Благодаря тому, что на установке получается азот в газообразном виде, коэффициент извлечения оказывается самым высоким, а удельные затраты мощности самыми низкими, даже несмотря на присутствие дополнительных азотных компрессоров. Приблизительные расчеты показали, что на эксплуатационных расходах за 10-летний период времени возможно сэкономить 266 млн руб. в сравнении с традиционной схемой ВРУ Аж-1 и 67,4 млн в сравнении

Таблица 9. Сравнение схем по энергетической эффективности. (У каждого параметра в скобках указано процентное улучшение перед схемой воздухоразделительной установки Аж-1)

Table 9. Comparison of circuit energy efficiency (percentage improvement for each parameter compared to the air separation plant for 1000 kg/h liquid nitrogen circuit is indicated in brackets)

Название схемы	Средние удельные энергозатраты, кВт/кг	Средний коэффициент извлечения, моль/моль
ВРУ Аж-1	1,03	0,12
Регазификация СПГ в основном теплообменнике ВРУ	0,55 (-46,6%)	0,26 (+116%)
Регазификация СПГ промежуточным теплоносителем	0,75 (-27,2%)	0,22 (+83%)
Регазификация СПГ производственным азотом	0,39 (-62,4%)	0,32 (+166%)

Таблица 10. Сравнение схем по экономической целесообразности. (Расчет эксплуатационных затрат проводился при средней цене за кВт^ч электрической энергии в России, равной 4.72 руб. в 2025 году)

Table 10. Comparison of circuit cost effectiveness (the operating costs were calculated at an average electricity price per kWh in Russia in 2025 [4.72 RUB])

Название схемы	Эксплуатационные затраты за 10-летний период времени, руб	Капитальные затраты
ВРУ Аж-1	426 000 000	–
Регазификация СПГ в основном теплообменнике ВРУ	227 400 000	Капитальные затраты будут ниже за счет исключения из схемы детандера
Регазификация СПГ промежуточным теплоносителем	310 100 000	Капитальные затраты будут выше за счет применения дополнительного теплообменника и криогенного насоса
Регазификация СПГ производственным азотом	160 000 000	Капитальные затраты выше за счет использования дополнительных азотных компрессоров

Таблица 11. Сравнение схем по безопасности

Table 11. Comparison of circuit safety

Название схемы	Безопасность
ВРУ Аж-1	Высокая, за счет применения отработанных за многие годы технических решений и опыта эксплуатации подобных установок
Регазификация СПГ в основном теплообменнике ВРУ	Пониженная, за счет прямого теплообмена между воздухом высокого давления, в котором присутствует кислород и СПГ, являющегося отличным горючим. В случае внештатной ситуации с аварией на основном теплообменнике, воздух из каналов высокого давления перетечет в каналы, где протекает СПГ, что может привести либо к пожару, либо взрыву.
Регазификация СПГ промежуточным теплоносителем	Средняя, за счет применения промежуточного теплоносителя, которым является химически инертный фреон R14 и который исключает прямой теплообмен воздух-СПГ. С другой стороны, отсутствующий опыт эксплуатации данных установок, а также тот факт, что R14 является газом вызывающим сильный парниковый эффект и в случае потенциальных утечек будет оказывать негативное воздействие на окружающую среду, не позволяет говорить о высокой безопасности.
Регазификация СПГ производственным азотом	Высокая, за счет регазификации СПГ инертным азотом, полученным на ВРУ. В данном случае узел газификации СПГ расположен отдельно от криогенного блока ВРУ, таким образом эксплуатация установки будет идентична эксплуатации обычной азотной ВРУ, а дополнительный узел газификации СПГ является более простым с точки зрения эксплуатации в сравнении с двумя предыдущими схемами.

со схемой с прямым включением СПГ в основной теплообменник. Конечно с точки зрения капитальных затрат данная схема уступает как ВРУ Аж-1, где не требуются дополнительные азотные компрессоры, так и схеме с регазификацией СПГ в основном теплообменнике ВРУ, но в первом случае стоимость дожимающих компрессоров производительностью 1200 нм³/ч полностью окупится уже в первые пару лет эксплуатации установки. Во втором случае нельзя точно сказать, сможет ли разница в 67,4 млн руб. за 10-летний промежуток эксплуатации покрыть стоимость детандера и азотных компрессоров, присутствующих в данной схеме, но, что точно можно сказать, это то, что в реальности нельзя уйти от вопросов промышленной безопасности, а с этой точки зрения первая схема, где регазификация происходит в основном теплообменнике ВРУ, полностью уступает третьей схеме. К тому же стоит учитывать такой важный момент, как возможный непостоянный характер поступления СПГ в установку и третья схема более адаптивна к этому фактору, так как работа газификатора СПГ напрямую не связана с работой криогенного блока ВРУ, и он может

быть включен в работу опционально. В случае же первой схемы требуется постоянное потребление СПГ, т.к. тепловой баланс холодного блока полностью завязан на доле холодопроизводительности потока СПГ и в случае прекращения его поступления, в работу должен включаться детандер, находящийся в холодном резерве, чтобы компенсировать уменьшенную холодопроизводительность, но в этом случае смысл применения данной схемы в некотором смысле теряется, так как одним из ее преимуществ являлась как раз возможность отказа от детандера.

ВОЗМОЖНЫЕ ОБЛАСТИ ПРИМЕНЕНИЯ ДАННЫХ РЕШЕНИЙ В РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

Россия, как известно, является экспортером СПГ и в отличие от основных импортеров СПГ, таких как Южная Корея и Япония, на территории нашей страны нет крупных регазификационных терминалов, расположенных на суше в области порта. Поэтому возможным

применением данного решения может быть совмещение процесса регазификации СПГ и криогенного воздуходеления в отдаленных районах нашей страны, где нет проложенных газопроводов и приходится выбирать решение с автономной газификацией. Таким регионом может быть Арктика, где ведется добыча редких металлов, полезных ископаемых и углеводородов, при этом СПГ используется комплексно, как топливо для техники, для отопления и для генерации энергии. Жидкий азот с ВРУ требуется при бурении скважин, а также для поддержания пластового давления.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Рассмотрен расчёт нескольких схем с применением хладоресурса СПГ для работы ВРУ, предназначенных для получения жидкого азота.

Результаты расчётов показали, что затраты энергии на получение азота ниже в среднем на 46,6%, 27,2% и 62,4% соответственно для первой, второй и третьей схемы по сравнению с традиционной схемой ВРУ с детандером, а коэффициент извлечения выше в среднем соответственно на 116%, 83% и 166%.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ / REFERENCES

1. Pestich SD, Nefedova MA. Improving Safety in Liquefied Natural Gas Regasification. *Academy*. 2018;6(33):4–8. (In Russ.) EDN URYVNZ
2. Falman AG, Ageysky DE. LNG Regasification Prospects. *Vestnik MAX*. 2015;(2):46–49. (In Russ.) EDN TVRHUP
3. Otsuka T. Evolution of an LNG Terminal: Senboku Terminal of Osaka Gas. In: *23rd World gas conference; 2006; Amsterdam*. Amsterdam; 2006.
4. Tesch S, Morosuk T, Tsatsaronis G. Exergetic and economic evaluation of safety-related concepts for the regasification of LNG integrated into air separation processes. *Energy*. 2017;141:2458–2469. doi: 10.1016/j.energy.2017.04.043
5. Han F, Wang Zh, Jiang Y, et al. Energy assessment and external circulation design for LNG cold energy air separation process under four

Из рассмотренных схем ВРУ с использованием хладоресурса СПГ наилучшей следует считать третью схему с теплообменником-ожижителем азота, как по энергетическим показателям, так и по безопасности.

ДОПОЛНИТЕЛЬНАЯ ИНФОРМАЦИЯ

Вклад авторов. Оба автора внесли существенный вклад в формулирование проблемы, проведение расчетов и проверку статьи, прочли и одобрили финальную версию статьи перед публикацией.

Источник финансирования. Статья не имеет спонсорской поддержки.

Конфликт интересов. Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов, связанного с подготовкой и публикацией статьи.

ADDITIONAL INFORMATION

Author contributions: Both authors made substantial contributions to the conceptualization, investigation, and manuscript preparation, and reviewed and approved the final version prior to publication.

Funding sources: No funding.

Disclosure of interests: The authors have no relationships, activities, or interests for the last three years related to for-profit or not-for-profit third parties whose interests may be affected by the content of the article.

- different pressure matching schemes. *Case Studies in Thermal Engineering*. 2021;27. doi: 10.1016/j.csite.2021.101251 EDN: QSQGAQ
6. Inoue A. Utilization of LNG Cold for Air Separation Plant. *Journal of Cryogenics and Superconductivity Society of Japan*. 1971;5(5):227–233. doi: 10.2221/jcsj.5.227
7. *Katalog. Kriogennoye oborudovaniye*. Cryogenmash; 2008. (In Russ.)
8. Gromov AF, Pochueva NN. Nitric and nitric-oxygen air separation plants of average productivity of new generation. *Industrial gases*. 2009;(5):32–41. (In Russ.) EDN SCCNSL
9. Arkharov AM, Arkharov IA, Belyakov VP, et al. *Cryogenic Systems*. Moscow: Mashinostroenie; 1999. (In Russ.) EDN: XWGTEP

ОБ АВТОРАХ

* **Черкасов Георгий Николаевич;**

адрес: Российская Федерация, 105005, Москва, 2-я Бауманская, 5, с. 1;
ORCID: 0009-0007-3223-955X;
eLibrary SPIN: 4340-6747;
e-mail: g.cherkasov@omzglobal.com

Лавров Николай Алексеевич,

профессор, д-р техн. наук;
ORCID: 0000-0003-2324-8247;
eLibrary SPIN: 9187-7444;
e-mail: 79035596471@yandex.ru

AUTHOR'S INFO

* **Georgiy N. Cherkasov;**

address: 5 2nd Baumanskaya st, bldg 1, Moscow, Russian Federation, 105005;
ORCID: 0009-0007-3223-955X;
eLibrary SPIN: 4340-6747;
e-mail: g.cherkasov@omzglobal.com

Nikolai A. Lavrov,

Professor, Dr. Sci. (Engineering);
ORCID: 0000-0003-2324-8247;
eLibrary SPIN: 9187-7444;
e-mail: 79035596471@yandex.ru

* Автор, ответственный за переписку / Corresponding author