

## ВНЕДРЕНИЕ НОВЫХ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РЕШЕНИЙ В ЦИКЛЫ ВНЕШНЕГО ОХЛАЖДЕНИЯ ПРОЦЕССОВ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ГЕЛИЯ И ОЖИЖЕНИЯ ПРИРОДНОГО ГАЗА

М. Мехрпуйя<sup>1</sup>, А. В. Зайцев<sup>2</sup>, А. О. Лисовцов<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Факультет новых наук и технологий, Тегеранский университет,  
Иран, г. Тегеран, ул. Северный Каргар

<sup>2</sup>Университет ИТМО,  
Россия, 197101, г. Санкт-Петербург, Кронверкский пр., 49

В статье представлены результаты исследований комбинации новых технологических решений в процессах ожижения природного газа и извлечения гелия. Наиболее распространенным и эффективным, с точки зрения обеспечения холодопроизводительности в процессе ожижения природного газа, является использование каскадного цикла на смешанном хладагенте (MFC) в качестве внешнего охлаждения. Исследованы эффекты, оказываемые на технологический процесс, благодаря внедрению абсорбционной холодильной установки. Для извлечения гелия применяется комбинированный метод сепарации и ректификации. Чистота получаемого гелия составляет 50 % (в молях). Представлен и описан эксплуатационный режим работы и соответствующие технические характеристики аппаратов. Кривые результирующих характеристик теплообменных аппаратов указывают на корректность проведенных теплогидравлических расчетов. Относительная величина энергетических затрат на получение 1 кг сжиженного природного газа в технологическом процессе с применением MFC составляет 0,265 кВт·ч/кг СПГ. Внедрение абсорбционной холодильной установки в цикл снижает представленное отношение до 0,1849 кВт·ч/кг СПГ. Использование абсорбционной холодильной установки в процессе извлечения гелия дает результат 0,951 и 132,9 кВт/кмоль гелия соответственно. Применение к рассматриваемым процессам методов эксергетического анализа показывает, что наибольшее значение эксергетических потерь относительно других аппаратов наблюдается в компрессорах. Проведен подробный экономический анализ, по результатам которого видно, что себестоимость продукта, полученного в обычном цикле MFC и в цикле MFC с применением абсорбционной холодильной машины, составляет 0,1939 и 0,2069 долл. США/кг СПГ соответственно. Наконец, на основе таких экономических факторов, как стоимость электроэнергии и себестоимость продукта, был проведен анализ эффективности нового цикла.

**Ключевые слова:** извлечение гелия, сжиженный природный газ, холодильный цикл, тепловая интеграция процессов, энергетическая эффективность, эксергетический анализ.

### Введение

Связанные с природным газом криогенные процессы, такие как получение сжиженного природного газа (СПГ), извлечение при этом гелия, удаление азота, извлечение широкой фракции легких углеводородов, требуют потребления большого количества энергии. Объективная оценка экономической рентабельности осуществления таких процессов в значительной степени зависит от стоимости конечного продукта. Существуют различные виды технологических процессов СПГ, и их можно классифицировать по ряду признаков [1]. При этом величина отношения энергозатрат к полученному количеству СПГ (кВт·ч/кг СПГ) является одним из главных критериев, который следует учитывать при разработке новых и эффективных решений. Исходя из опубликованных тематических исследований, значение этого параметра находится в пределах от 0,6 кВт·ч/кг СПГ до 0,2 кВт·ч/кг СПГ.

Обеспечение требуемой степени охлаждения является основной проблемой при разработке новых технологических решений. Достижение температуры конденсации природных газов возможно при помощи сложных внешних холодильных циклов [2], таких как цикл смешанного хладагента с предварительным пропановым охлаждением (СЗМР), цикл на двойном смешанном хладагенте (DMR), каскадный цикл на смешанном хладагенте (MFC). Перечисленные циклы являются наиболее распространенными в крупнотоннажном производстве.

Оптимизация цикла MFC на базе процесса сжижения производится при помощи многомерного пошагового метода Коггинса [3]. В результате получено, что энергопотребление цикла можно снизить на 25%. Анализ результатов исследования эффективности цикла DMR на базе процесса сжижения природного газа [4] показывает значительную степень влияния состава смешанного хладагента на общую производитель-

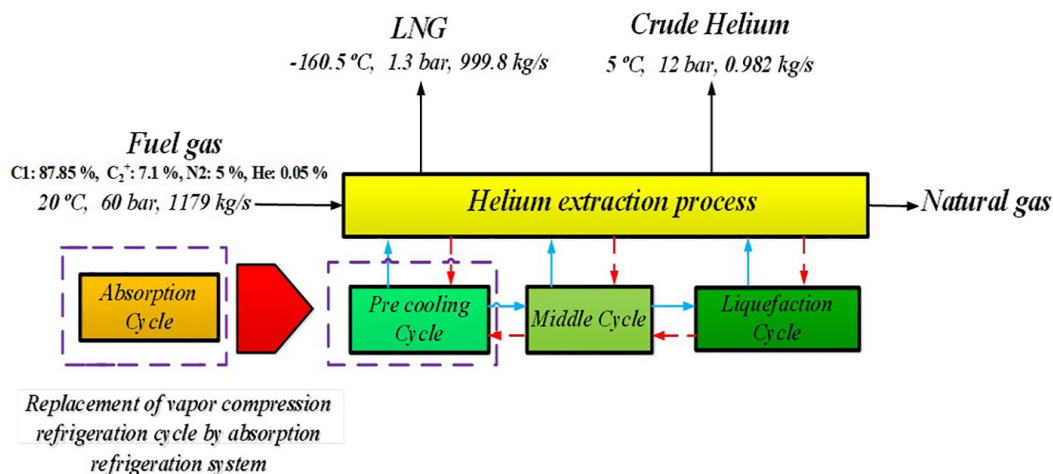


Рис. 1. Блок-схема комбинированного процесса извлечения гелия и сжижения природного газа  
 Fig. 1. Block flow diagram of the integrated helium recovery and liquefied natural gas process

ность. На основе негладкой сеточной модели [5] осуществлены математическое моделирование и анализ цикла DMR. При помощи метода NSGA-II [6] проведена многокритериальная оптимизация цикла с предварительным пропановым охлаждением. В данной статье в качестве критериев оптимальности применяются эксергетическая эффективность и конечная стоимость продукта. На основе полученных результатов выбрана точка оптимальности, в которой общие инвестиционные затраты снижены на 18%.

Цикл внешнего охлаждения с использованием чистых хладагентов (SMR) качественно отличается от представленных выше циклов и, в основном, используется в системах малотоннажного производства СПГ. В работе [7] на базе процесса сжижения природного газа были представлены и сопоставлены модифицированный цикл SMR и цикл с азотным расширением (PNE). Результаты показывают, что отношение энергозатрат к количеству охлажденного продукта составляет 0,411 кВт·ч/кг СПГ и 0,618 кВт·ч/кг СПГ соответственно. В работе [8] осуществляется оптимизация методом нелинейного программирования циклов на смешанных хладагентах, применяющихся в процессе сжижения природного газа. В результате показано значительное влияние состава хладагента в качестве решающего фактора на потребление энергии в процессе ожижения. Несмотря на большое количество исследований, посвященных оптимизации холодильных циклов, в состав которых входит компрессор, можно сказать, что снижение энергопотребления крайне ограничено. Комбинирование криогенных процессов является иным, качественно отличным методом, способным значительно повысить эффективность результирующего процесса. Режимные параметры, внедренные в технологические процессы сжижения природного газа и выделения легких углеводородов, рассмотрены и изучены в [9]. Результатом стало достижение при помощи комбинирования значения критерия ожижения 0,414 кВт/кг СПГ. Удельная мощность сжижения ПГ составляет 0,343–0,33 кВт/кг. В данном исследовании каскадный цикл MFC обеспечивает

в процессе необходимую холодопроизводительность. Оптимизация комбинированного процесса сжижения ПГ, извлечения азота и извлечения широкой фракции легких углеводородов была проведена в [10]. Результаты показывают, что точка оптимальной произведенной работы соответствует процессу удаления азота из природного газа при его концентрации там от 4 до 15%.

Были исследованы режимы работы перечисленных холодильных циклов для процессов ожижения природного газа и извлечения широкой фракции легких углеводородов на базе установки СПГ [11], проведен сравнительный анализ результатов работы с применением таких циклов и выделено значение усредненной удельной мощности, которая составляет 0,4 кВт·ч/кг СПГ. Предложена и проанализирована идея замены парокompрессорной установки в циклах на аммиачную абсорбционную холодильную машину (АХМ) [12]. В этом исследовании пропановые охладители были заменены на абсорбционные, а требуемая тепловая нагрузка в генераторе обеспечивается теплом отбросных газов из турбин. В генераторе АХМ требуется низкопотенциальная тепловая нагрузка (с температурой около 180 °C). Такая нагрузка может быть обеспечена различными источниками тепла, такими как выхлопные газы из энергетических циклов [13] или даже от возобновляемых источников энергии, солнечной [14] и геотермальной [15]. Проведено исследование циклов DMR и СЗMR с использованием АХМ, работающих на базе установок извлечения азота, легких углеводородов и ожижения природного газа [16].

Результаты показывают, что удельная мощность может достигать 0,25 кВт·ч/кг СПГ при экономии энергии 18%. Гибридная конфигурация процессов конденсации фракций легких углеводородов и СПГ представлена и проанализирована [17]. В этом исследовании с целью замены системы АХМ рассматривается процесс на базе MFC. Результаты показывают, что степень восстановления этана в процессе составляет 93%, а удельная потребляемая мощность снижена от 0,2767 до 0,1780 кВт·ч/кг СПГ. Модифи-

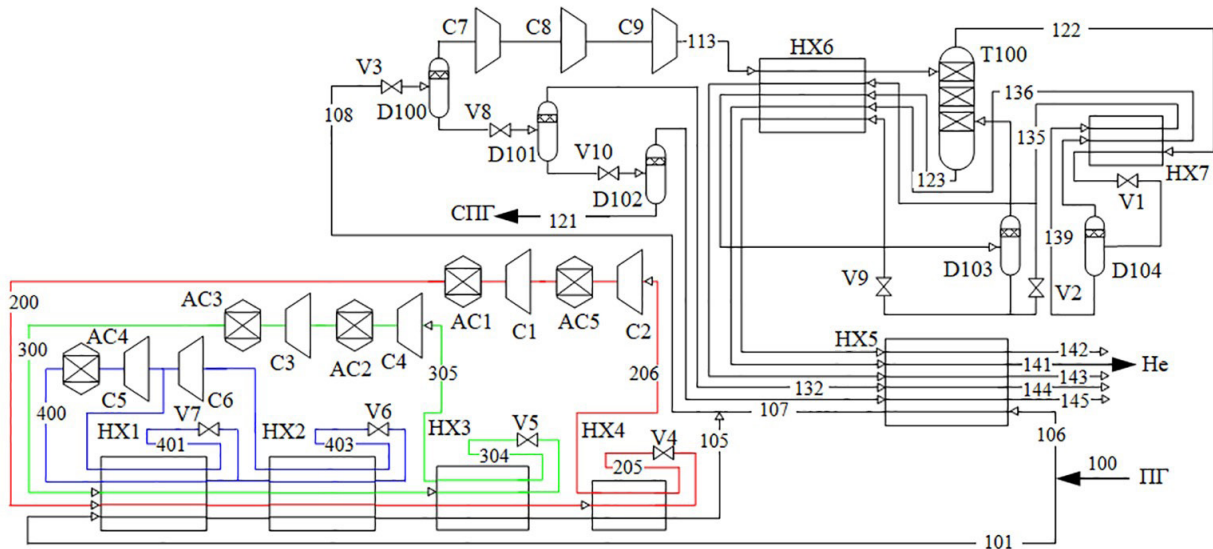


Рис. 2. Схема комбинированного технологического процесса извлечения гелия и сжижения природного газа:

С — компрессор; V — вентиль; D — сепаратор; T — колонна;

AC — теплообменник воздушный; HX — теплообменник многопоточный.

Параметры потоков: 100 — природный газ, 60 бар, 20 °С, 1179 кг/с; 105 — 60 бар, -145 °С, 1139 кг/с;

107 — 60 бар, -146 °С, 40,1 кг/с; 113 — 40 бар, -2,721 °С, 68,72 кг/с;

121 — СПГ, 1,3 бар, -160,5 °С, 999,8 кг/с; 123 — 40 бар, -120,9 °С, 93,09 кг/с;

124 — 40 бар, -117 °С, 93,09 кг/с; 132 — 12 бар, -25 °С, 15,84 кг/с;

135 — 12 бар, -143,4 °С, 2,831 кг/с; 136 — 12 бар, -132,5 °С, 0,9820 кг/с;

139 — 12 бар, -173,2 °С, 2,831 кг/с; 141 — сырой гелий, 12 бар, 5 °С, 0,9820 кг/с;

206 — 3,5 бар, -74,21 °С, 10,7 кг/с; 305 — 3,1 бар, -38,73 °С, 18,44 кг/с

Fig. 2. Process flow diagram of the integrated helium extraction and liquefied natural gas process:

C — compressor; V — valve; D — separator; T — column;

AC — air heat exchanger; HX — multiflow heat exchanger.

Parameters of flows: 100 — natural gas, 60 bar, 20 °С, 1179 kg/s; 105 — 60 bar, -145 °С, 1139 kg/s;

107 — 60 bar, -146 °С, 40,1 kg/s; 113 — 40 bar, -2,721 °С, 68,72 kg/s;

121 — LNG, 1,3 bar, -160,5 °С, 999,8 kg/s; 123 — 40 bar, -120,9 °С, 93,09 kg/s;

124 — 40 bar, -117 °С, 93,09 kg/s; 132 — 12 bar, -25 °С, 15,84 kg/s;

135 — 12 bar, -143,4 °С, 2,831 kg/s; 136 — 12 bar, -132,5 °С, 0,9820 kg/s;

139 — 12 bar, -173,2 °С, 2,831 kg/s; 141 — crude helium, 12 bar, 5 °С, 0,9820 kg/s;

206 — 3,5 bar, -74,21 °С, 10,7 kg/s; 305 — 3,1 bar, -38,73 °С, 18,44 kg/s

цированный процесс MFC с использованием абсорбционной холодильной установки в качестве цикла предварительного охлаждения вводится и анализируется в [18]. Удельная потребляемая мощность составляет 0,172 кВт·ч/кг СПГ, что указывает на 30% снижение энергопотребления по отношению к исходному процессу MFC.

Основным источником получения гелия является природный газ. Извлечение гелия становится возможным благодаря разности в теплофизических свойствах относительно других компонентов природного газа. Существуют три общепринятых метода извлечения гелия из природного газа: метод короткоциклового адсорбции, ректификация и комбинированный метод [19]. Новый процесс восстановления гелия был исследован с помощью эксерго-экономического и экологического анализов [20]. Результаты показали, что компрессор и криогенный блок являются наиболее важными компонентами в данном процессе. Модифицированный вариант на базе адсорбционной установки был исследован так же с применением эксергетического анализа [21]. В результате представлены и сопоставлены с предыдущими разработками в данной сфере два новых технологических процесса извлечения гелия [22]. Полученные данные показывают выигрыш в производительности новых процессов.

В продолжение исследования методов извлечения гелия в [23] представлены показатели роста энергоэффективности и снижения потребления энергии при использовании двух ректификационных колонн в исследуемом процессе. Общая структура процесса извлечения гелия при сжижении природного газа представлена в [24], но подробности использования внешнего холодильного цикла в данной статье не описаны. В работе [25] описан процесс извлечения гелия с добавлением колонны отгонки метана с целью отделения тяжелых углеводородов. Газ на выходе из колонны попадает в многоступенчатую систему сепарации, благодаря которой гелий выводится из насыщенного метаном потока.

В данной статье представлены и проанализированы новые комбинированные процессы извлечения гелия и ожижения природного газа с приложением информации о технологических потоках и оборудовании. Для качественной оценки производительности процесса применен эксергетический и экономический анализ.

### Разработка и анализ процессов

На рис. 1 показана блок-схема гибридного процесса извлечения гелия и сжижения природного газа. В этом процессе используется внеш-

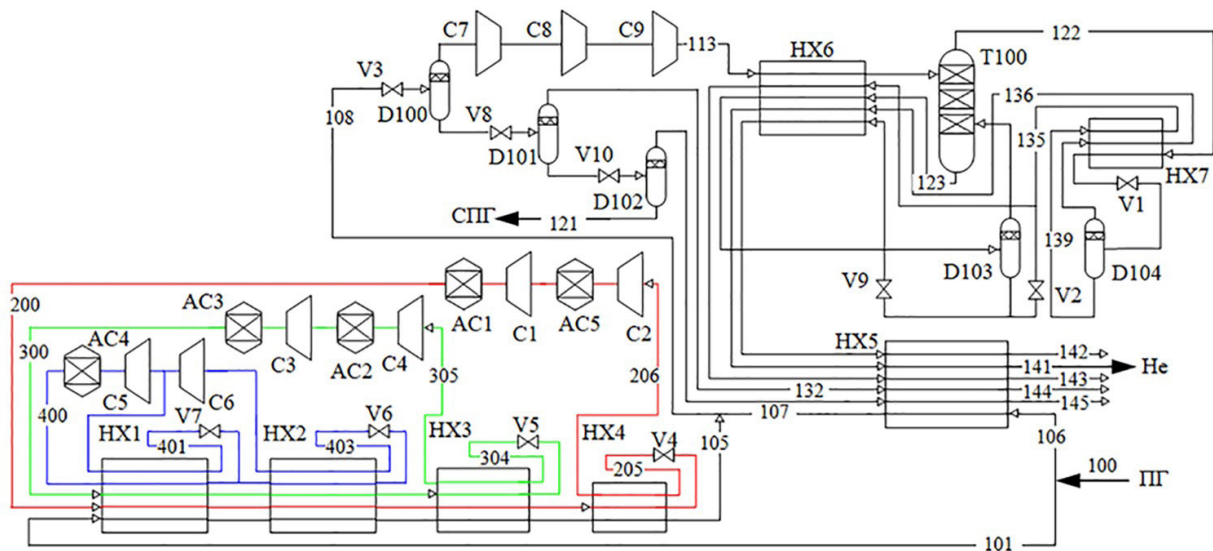


Рис. 3. Схема комбинированного технологического процесса извлечения гелия и сжижения природного газа с использованием абсорбционной холодильной машины:

C — компрессор; V — вентиль; D — сепаратор; T — колонна; AC — теплообменник воздушный; HX — теплообменник многоточный, теплообменник кожухотрубный; P — насос; R — испаритель

Fig. 3. Process flow diagram of the integrated helium extraction and liquefied natural gas process using absorption refrigeration system:

C — compressor; V — valve; D — separator; T — column; AC — air heat exchanger; HX — multiflow heat exchanger, shell-and-tube heat exchanger, P — pump; R — evaporator

ний цикл МФС. Для обеспечения необходимого охлаждения потока используются три холодильных цикла. Первый цикл предварительного охлаждения может быть заменен абсорбционной холодильной установкой. Исходный поток с массовой скоростью 1179 кг/с и компонентным составом 87,87% метана, 0,5% азота, 0,05% гелия и 7,1% более тяжелых углеводородов, поступает в процесс при температуре 20 °С и давлении 60 бар. Этот процесс имеет три продукта, которые включают гелий (0,982 кг/с) при 5 °С и 12 бар, сжиженный природный газ при -160,5 °С и 1,3 бар (999,8 кг/с) и топливный газ. В установке извлечения гелия использован комбинированный процесс адсорбции и ректификации.

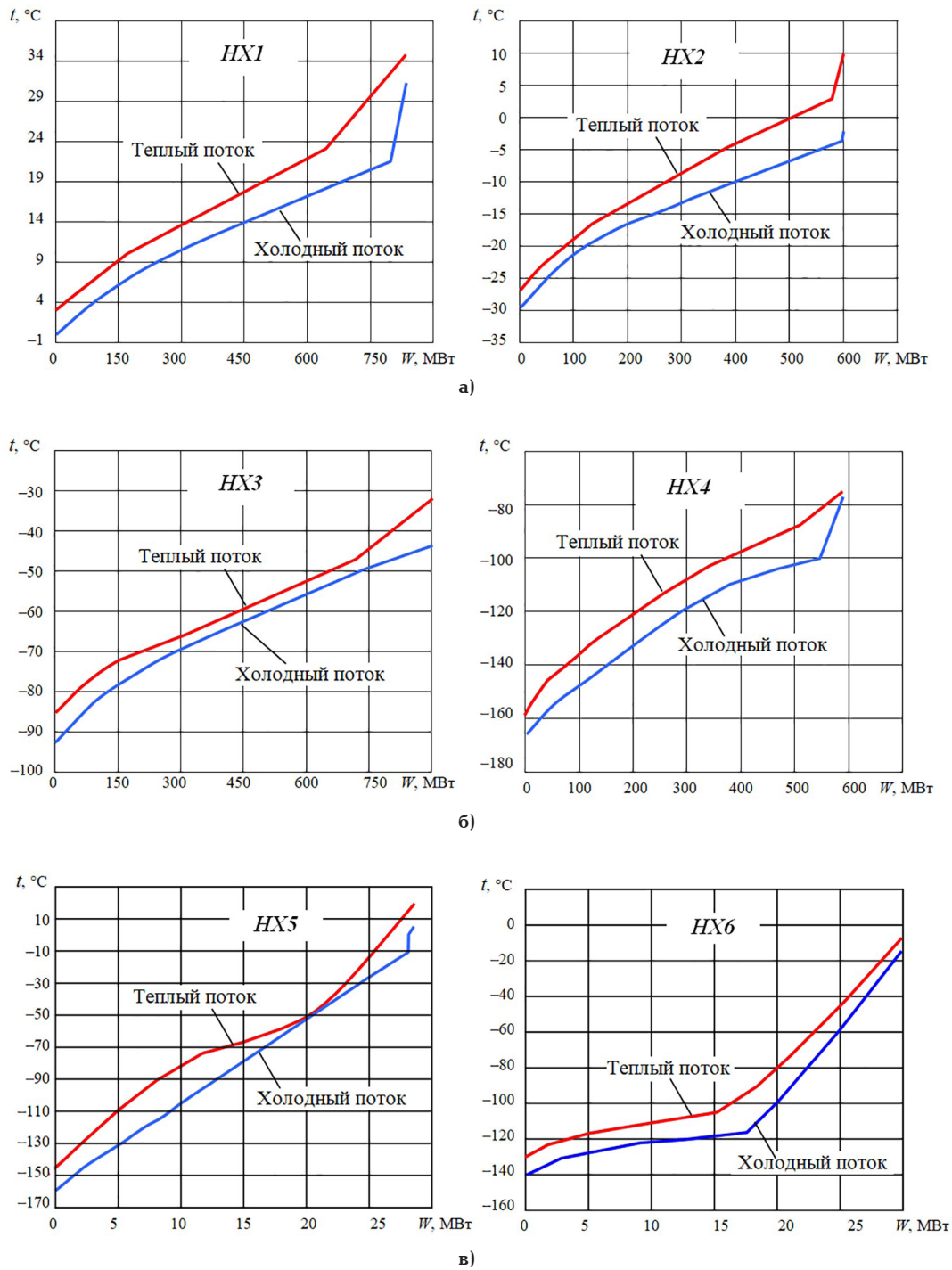
### Описание процесса

На рис. 2 представлена технологическая схема предлагаемого к внедрению процесса извлечения гелия при производстве СПГ. Произведен тепловой и материальный баланс технологических потоков, получены значения температур, давлений и массовых потоков в 411 узловых точках. Природный газ (поток 100) поступает в установку при 20 °С и 60 бар. Затем он разделяется на два потока, 106 и 101. Первая часть, поток 101, проходит через теплообменники HX1—HX4, и его температура снижается до -145 °С. Другая часть, поток 106, охлаждается примерно до -146 °С в HX5 и смешивается с потоком 105. На выходе из процесса смешения поток 108 дросселируется (вентиль V3) и поступает в испаритель. Выходящий из сепаратора газ проходит через три компрессора, C7, C8 и C9, и его давление достигает 40 бар. Поток 113 направляется в ректификационную колонну T100 через многоточный теплообменник HX6. Продукт на выходе из колонны, поток 122, при температуре -129 °С

и давлении 40 бар направляется в HX7, где его температура снижается до -165 °С. После этого на вентиле V1 происходит дросселирование и поток поступает в сепаратор D104. Газ и оставшаяся жидкость из испарителя возвращаются в HX7 для обеспечения необходимого охлаждения в теплообменнике. Поток 135 насыщен гелием, который выходит из процесса в качестве итогового продукта. Перед этим он охлаждается в теплообменниках HX6 и HX5, а его низкая температура используется для охлаждения поступающих горячих потоков в секцию разделения. Наконец поток 141, сырой гелий с расходом 0,9820 кг/с при 5 °С и 12 бар выходит из HX5.

Потоки жидкости, выходящие из сепараторов D104 и D103, после расширения в дросселе возвращаются в теплообменник HX6, что обеспечивает необходимое охлаждение в этом контуре. Жидкий продукт сепаратора D100 направляется через проходной расширительный клапан V8 в барабан сепаратора D101 и жидкий продукт оттуда поступает в барабан D102 через расширительный клапан V10. Итоговая жидкость из D102 при -160 °С и 1,3 бар покидает процесс в качестве СПГ. Газообразные потоки из D101 и D102 направляются в теплообменник HX5 и обеспечивают часть его холодопроизводительности. Потоки 142, 143 и 144, содержащие метан (около 70%) и азот, выходят из процесса в качестве топливного газа.

Система охлаждения на базе каскадного цикла (МФС) включает три холодильных цикла со сжатием паров смешанного хладагента. Самый холодный цикл (показан красными линиями) обеспечивает охлаждение при температуре -166 °С. Поток 304, промежуточный цикл, (показан зелеными линиями), имеет температуру испарения -92 °С. Третий цикл — поток 403 для предварительного охлаждения и далее поток 401



**Рис. 4. а) результирующие кривые технологических процессов: зависимость температур потоков от тепловой нагрузки в теплообменниках HX1 и HX2; б) результирующие кривые технологических процессов: зависимость температур потоков от тепловой нагрузки в теплообменниках HX3 и HX4; в) результирующие кривые технологических процессов: зависимость температур потоков от тепловой нагрузки в теплообменниках HX5 и HX6**  
**Fig. 4. а) composite curves of the multi stream heat exchangers HX1 and HX2; б) composite curves of the multi stream heat exchangers HX3 and HX4; в) composite curves of the multi stream heat exchangers HX5 and HX6**

(показан голубыми линиями), осуществляется при температуре испарителя  $-29^{\circ}\text{C}$ . Рассчитан компонентный состав потоков 200, 300 и 400-процентное содержание  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ ,  $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ ,  $i\text{-C}_3\text{H}_{12}$ ,  $\text{He}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{C}_2\text{H}_4$ , а также метана и влаги.

Необходимую холодопроизводительность в циклах охлаждения MFC обеспечивают компрессоры С1–С6.

На рис. 3 приведена схема установки с улучшенным процессом с использованием абсорбционной системы охлаждения. В этом процессе цикл предварительного охлаждения был заменен потоками цикла абсорбционного охлаждения 500 и 521.

В этом цикле применяется аммиачно-водная абсорбционная система охлаждения при температуре испарения  $-29,9^{\circ}\text{C}$  (поток 513). Благо-

Таблица 1. Характеристики оборудования технологических процессов  
Table 1. Characteristics of the process equipment

Compressors					
	Adiabatic Eff. (%)	Power (kW)	$\Delta p$ (kPa)	P ratio	
C1	75	46747	890,0	1,356	
C2	75	246759	2150	7,143	
C3	75	111467	1290	1,860	
C4	75	253046	1190	4,839	
C5	75	222542	1020	2,522	
C6	75	73334	370,0	2,233	
C7	75	3758	468,0	2,200	
C8	75	4970	1042	2,214	
C9	75	6111	2100	2,105	
Column					
	Tray No (Theoretical)	Feed Tray	Tray/Packed Volume (m <sup>3</sup> )	Internal Type	Diameter (m)
T100	10	1/10	0,8836	Sieve	1,500
T200	6	3	0,8836	Sieve	1,500
Cold Box					
	Min, Approach, °C	LMTD, °C	Duty, kW	Cold Pinch Temp,	UA, kJ/(°C·h)
HX1	2,690	3,888	835344	3,835	773510550
HX2	2,429	4,114	601261	- 24,09	601261
HX3	3,000	4,308	947551	- 63,03	791834637
HX4	1,673	11,20	589227	- 74,20	189470778
HX5	2,209	8,718	28544	- 51,86	11787676
HX6	3,000	11,40	31169	- 0,2786	9845369
HX7	3,000	9,211	756,7	- 132,5	295768
HX8	6,910	14,52	1619996	25,00	401697497
HX9	20,48	40,45	658904	25,00	58642503
HX10	5,141	7,232	1089208	28,99	542160745
HX11	5,000	18,42	252823	- 29,40	49421354
Air cooler					
	Air outlet, °C	Fan Power, kW	Air Flow, kg/h	Working Fluid Duty, kW	
AC1	34,69	357,1	20887777	56931	
AC2	37,19	359,2	20801725	71373	
AC3	54,89	352,8	20213721	170111	
AC4	25,14	428,5	20213785	187926	
AC5	61,97	142,85	2221	83227	
Pump					
	Pressure head, m	Total Power, kW	Capacity, m <sup>3</sup> /h	P ratio	
Pump	143,1	7495	19436	10,83	

даря этой модификации компрессоры C5 и C6 исключаются. Для обеспечения требуемой нагрузки в генераторе АХМ, ребойлере колонны Т200, потребовалась бы низкая тепловая нагрузка при 173 °С.

### Моделирование и анализ процессов

Моделирование этого процесса выполнено с помощью программного обеспечения Hysys. Для расчета физических свойств технологических

**Таблица 2. Сравнение удельной доли извлекаемого гелия и затраченной мощности разных процессов**  
**Table 2. Comparison of helium extraction rate and power consumption ratio of different processes**

Process name	Helium extraction rate	Power consumption ratio (kWh/kmol Helium)
Modified Linde integrated process [22]	0,97	1249
Modified ExxonMobil integrated process [22]	0,95	605
Linde integrated processes	0,90	—
ExxonMobil integrated processes	0,90	—
Linde (based Flash) [26]	0,96	388
APCI (based Flash) [26]	0,91	227
In this paper	0,951	132,9

потоков используется уравнение Пенга – Робинсона. На основании опубликованных работ в данной области [22, 26, 27] это уравнение помогает предсказывать свойства с высокой точностью. В процессе используются две ректификационные колонны, T100 и T200, показанные на рис. 3. Адиабатный КПД компрессоров принимается равным 75%. Погрешность выходных температур многопоточных теплообменников находится в диапазоне от 2 до 5 °С, погрешность разности средних температур составляет от 4 до 18 °С.

На рис. 4а – в приведены графики энергетических показателей многопоточных теплообменников НХ1 – НХ6. Получение этих кривых является результатом теплового расчета теплообменников на смешанных хладагентах. Представленные линии близки к параллельным, их направление и расстояние между ними слабо изменяется.

Сравнение полученной удельной потребляемой мощности с другими примерами, описанными в исследовательских документах, показывает, что улучшенный процесс МФС имеет наименьшее удельное энергопотребление 0,1849 кВт·ч/кг СПГ. Коэффициент извлечения гелия и энергопотребление являются двумя важными параметрами, которые необходимо учитывать при разработке новой конфигурации процесса. Коэффициент извлечения гелия — это отношение количества сырья на входе в процесс к количеству потока конечного гелия на выходе из процесса. Отношение потребляемой мощности — это доля используемой в процессе мощности по отношению к количеству потока гелия на выходе из процесса [22].

Получены параметры потоков, на основании которых можно произвести конструкторский расчет оборудования и проектирование установок (табл. 1).

Сравнение коэффициента извлечения гелия (0,951) и энергопотребление (132,9 кВт·ч/кмоль гелия) для предлагаемых процессов и аналогичных проектов демонстрирует табл. 2.

Сравнительный анализ показателей различных установок с предложенным в данной статье вариантом иллюстрирует рис. 5.

На рис. 6 показано изменение отношения энергопотребления и коэффициента извлечения гелия в зависимости от содержания гелия в сы-

рье. Энергопотребление и степень извлечения гелия падает при уменьшении содержания гелия. Наблюдается резкое падение энергопотребления вплоть до показателя содержания гелия выше 3,5%, а затем наклон кривой уменьшается.

### Краткий анализ результатов

В результате сравнения традиционного (MCF) и нового (MCF+AXM) циклов было выявлено следующее: удельное энергопотребление первого и второго циклов составляет 0,265 и 0,184 кВт·ч/кг СПГ соответственно. Коэффициент извлечения гелия и энергопотребление составляют 0,951 и 132,9 (кВт·ч/кмоль гелия) для процесса MCF+AXM. Результаты эксергетического анализа показывают, что в процессе MFC компрессоры (36,97%), теплообменники (25,94%) и воздухоохладители (22,57%) имеют наибольшую долю в степени эксергетических потерь. В процессе MCF+AXM наибольшая степень эксергетических потерь связана с теплообменниками (58,19%), ректификационной колонной (18,94%) и компрессорами (14,87%) соответственно. Исходя из результатов экономического анализа, время окупаемости внедряемого каскадного цикла MCF и модифицированного MCF составляет 3,374 года и 3,875 года соответственно. Также экономический анализ показывает, что в разработанном процессе с использованием абсорбционной машины цена продукта снижается на 6,28%, первоначальные инвестиционные затраты увеличиваются на 31,22%, а время окупаемости увеличивается на 12,93%.

### Список источников

1. Vatani A., Mehrpooya M., Palizdar A. Energy and exergy analyses of five conventional liquefied natural gas processes // International Journal of Energy Research. 2014. Vol. 38 (14). P. 1843–1863. DOI: 10.1002/er.3193.
2. Almeida-Trasvina F., Smith R. Design and Optimisation of Novel Cascade Refrigeration Cycles for LNG Production // 28th European Symposium on Computer Aided Process. Elsevier, 2018. P. 621–626. DOI: 10.1016/B978-0-444-64235-6.50111-X.
3. Nawaz A., Qyyum M. A., Qadeer K. [et al.]. Optimization of mixed fluid cascade LNG process using a

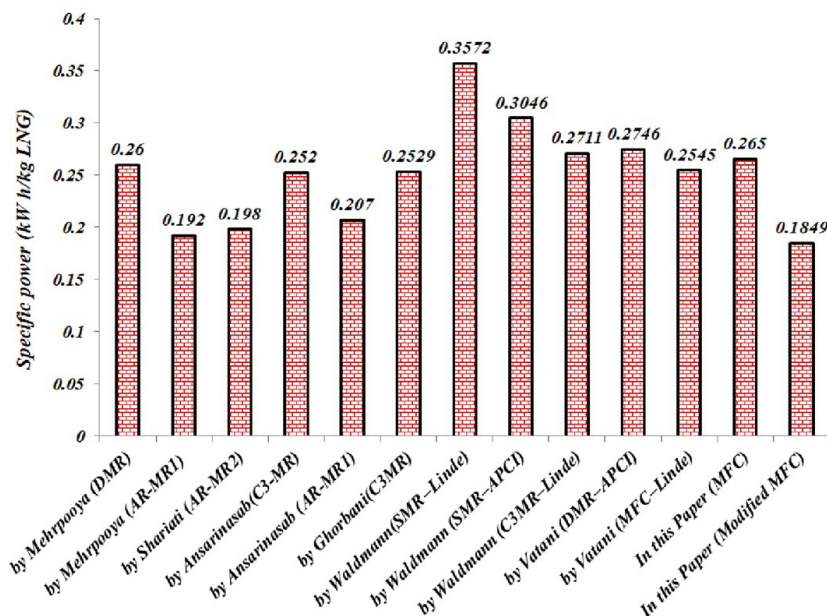


Рис. 5. Сравнение предлагаемого процесса с другими, ранее изученными и предложенными процессами  
 Fig. 5. Comparison of the proposed process with other case studied

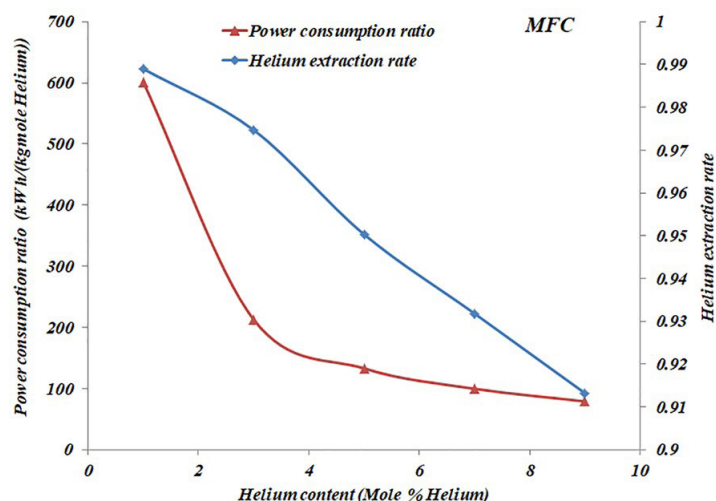


Рис. 6. Изменение отношения энергопотребления и удельного выхода гелия от его мольной доли в сырье  
 Fig. 6. Variation of power consumption ratio and helium extraction rate versus helium content

multivariate Coggins step-up approach: Overall compression power reduction and exergy loss analysis // International Journal of Refrigeration. 2019. Vol. 104. P. 189–200. DOI: 10.1016/j.ijrefrig.2019.04.002.

4. Qyyum M. A., Duong P. L. T., Minh L. Q. [et al.]. Dual mixed refrigerant LNG process: Uncertainty quantification and dimensional reduction sensitivity analysis // Applied Energy. 2019. Vol. 250. P. 1446–1456. DOI: 10.1016/j.apenergy.2019.05.004.

5. Vikse M., Watson H. A. J., Barton P. I. [et al.]. Simulation of a Dual Mixed Refrigerant LNG Process using a Nonsmooth Framework // 13th International Symposium on Process Systems Engineering. Elsevier, 2018. P. 391–396. DOI: 10.1016/B978-0-444-64241-7.50060-4.

6. Primabudi E., Morosuk T., Tsatsaronis G. Multi-objective optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant

(C3MR) LNG process // Energy. 2019. Vol. 185. P. 492–504. DOI: 10.1016/j.energy.2019.07.035.

7. He T., Liu Z., Ju Y. [et al.]. A comprehensive optimization and comparison of modified single mixed refrigerant and parallel nitrogen expansion liquefaction process for small-scale mobile LNG plant // Energy. 2019. Vol. 167. P. 1–12. DOI: 10.1016/j.energy.2018.10.169.

8. Tak K., Lim W., Choi K. [et al.]. Optimization of mixed-refrigerant system in LNG liquefaction process // Computer Aided Chemical Engineering. Elsevier, 2011. P. 1824–1828. DOI: 10.1016/B978-0-444-54298-4.50143-4.

9. Vatani A., Mehrpooya M., Tirandazi B. A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement // Chemical engineering and processing. 2013. Vol. 63. P. 16–24. DOI: 10.1016/j.ccep.2012.10.010.



10. Ghorbani B., Hamed M. H., Amidpour M. Cascade refrigeration systems in integrated cryogenic natural gas process (natural gas liquids (NGL), liquefied natural gas (LNG) and nitrogen rejection unit (NRU)) // *Energy*. 2016. Vol. 115. P. 88–106. DOI: 10.1016/j.energy.2016.09.005.
11. Ghorbani B., Hamed M. H., Amidpour M. Development and optimization of an integrated process configuration for natural gas liquefaction (LNG) and natural gas liquids (NGL) recovery with a nitrogen rejection unit (NRU) // *Journal of Natural Gas Science and Engineering*. 2016. Vol. 34. P. 590–603. DOI: 10.1016/j.jngse.2016.07.037.
12. Mehrpooya M., Hossieni M., Vatani A. Novel LNG-Based Integrated Process Configuration Alternatives for Coproduction of LNG and NGL // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2014. Vol. 53 (45). P. 17705–17721.
13. Kalinowski P., Hwang Y., Radermacher R. [et al.]. Application of waste heat powered absorption refrigeration system to the LNG recovery process // *International Journal of Refrigeration*. 2009. Vol. 32 (4). P. 687–694. DOI: 10.1016/j.ijrefrig.2009.01.029.
14. Higa M., Yamamoto E. Y., Oliveira J. [et al.]. Evaluation of the integration of an ammonia-water power cycle in an absorption refrigeration system of an industrial plant // *Energy Conversion and Management*. 2018. Vol. 178. P. 265–276. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.10.041.
15. Mehrpooya M., Hossieni S. S., Ghorbani B. Thermodynamic and economic evaluation of a novel concentrated solar power system integrated with absorption refrigeration and desalination cycles // *Energy Conversion and Management*. 2018. Vol. 175. P. 337–356. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.08.109.
16. Keçeciler A., Acar H. İ., Doğan A. Thermodynamic analysis of the absorption refrigeration system with geothermal energy: an experimental study // *Energy Conversion and Management*. 2000. Vol. 41 (1). P. 37–48. DOI: 10.1016/S0196-8904(99)00091-6.
17. Ghorbani B., Hamed M. H., Amidpour M. [et al.]. Implementing absorption refrigeration cycle in lieu of DMR and C3MR cycles in the integrated NGL, LNG and NRU unit // *International Journal of Refrigeration*. 2017. Vol. 77. P. 20–38. DOI: 10.1016/j.ijrefrig.2017.02.030.
18. Ghorbani B., Shirmohammadi R., Mehrpooya M. A novel energy efficient LNG/NGL recovery process using absorption and mixed refrigerant refrigeration cycles — Economic and exergy analyses // *Applied Thermal Engineering*. 2018. Vol. 132. Vol. 283–295. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2017.12.099.
19. Mehrpooya M., Omid M., Vatani A. Novel mixed fluid cascade natural gas liquefaction process configuration using absorption refrigeration system // *Applied Thermal Engineering*. 2016. Vol. 98. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2015.12.032.
20. Rufford T. E., Chan K. I., Huang S. H. A Review of Conventional and Emerging Process Technologies for the Recovery of Helium from Natural Gas // *Adsorption Science & Technology*. 2014. Vol. 32 (1). P. 49–72. DOI: 10.1260/0263-6174.32.1.49.
21. Mehrpooya M., Mood N. G., Ansarinasab H. [et al.]. A novel sensitivity analysis of a new integrated helium extraction process through the interaction of costs and environmental impacts // *Applied Thermal Engineering*. 2019. Vol. 159. 113787. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2019.113787.
22. Ansarinasab H., Mehrpooya M., Pouriman M. Advanced exergoeconomic evaluation of a new cryogenic helium recovery process from natural gas based on the flash separation — APCI modified process // *Applied Thermal Engineering*. 2018. Vol. 132. P. 368–380. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2017.12.108.
23. Shafaei A., Mehrpooya M. Process development and sensitivity analysis of novel integrated helium recovery from natural gas processes // *Energy*. 2018. Vol. 154. P. 52–67. DOI: 10.1016/j.energy.2018.04.114.
24. Liemberger W., Miltner M., Harasek M. Efficient Extraction of Helium from Natural Gas by Using Hydrogen Extraction Technology // *Chemical Engineering Transaction*. 2018. Vol. 70. DOI: 10.3303/CET1870145.
25. Roberts M. J., Repasky J. M. Method and apparatus for producing products from natural gas including helium and liquefied natural gas. US patent 7437889; filed January 11th, 2006; published November 21th, 2008.
26. Victory D., Miles M. W., Oelfke R. H. Helium Recovery From Natural Gas Integrated With NGL Recovery. US patent 20110174017; published July 21th, 2011.
27. Mehrpooya M., Shafaei A. Advanced exergy analysis of novel flash based Helium recovery from natural gas processes // *Energy*. 2016. Vol. 114. P. 64–83. DOI: 10.1016/j.energy.2016.07.169.

**МЕХРПУЙЯ Мехди**, PhD, профессор кафедры возобновляемой энергии и окружающей среды факультета новых наук и технологий, Тегеранский университет, г. Тегеран, Иран.

AuthorID (SCOPUS): 15725690500

ResearcherID: AAN-1617-2019

**ЗАЙЦЕВ Андрей Викторович**, кандидат технических наук, доцент факультета низкотемпературной энергетики, Университет ИТМО, г. Санкт-Петербург.

SPIN-код: 1652-6922

AuthorID (РИНЦ): 200047

ORCID: 0000-0003-0677-6320

ResearcherID: E-1700-2017

**ЛИСОВЦОВ Андрей Олегович**, аспирант факультета низкотемпературной энергетики, Университет ИТМО, г. Санкт-Петербург.

Адрес для переписки: zai\_@inbox.ru

#### Для цитирования

Мехрпуйя М., Зайцев А. В., Лисовцов А. О. Внедрение новых технологических решений в циклы внешнего охлаждения процессов извлечения гелия и ожижения природного газа // *Омский научный вестник. Сер. Авиационно-ракетное и энергетическое машиностроение*. 2020. Т. 4, № 2. С. 37–47. DOI: 10.25206/2588-0373-2020-4-2-37-47.

Статья поступила в редакцию 23.03.2020 г.

© М. Мехрпуйя, А. В. Зайцев, А. О. Лисовцов

# APPLICATION OF NEW EXTERNAL COOLING CYCLES IN TECHNOLOGICAL SCHEME OF HELIUM EXTRACTION AND NATURAL GAS LIQUEFACTION

M. Mehrpooya<sup>1</sup>, A. V. Zaitsev<sup>2</sup>, A. O. Lisovtsov<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Faculty of New Sciences and Technologies, University of Tehran,  
Iran, Tehran, North Kargar St.

<sup>2</sup>ITMO University,  
Russia, Saint Petersburg, Kronverkskiy Ave., 49, 197101

The paper presents the results of studying a combination of new technological solutions in the processes of natural gas liquefaction and helium extraction. The most common and effective way to ensure cooling capacity in the natural gas liquefaction process is to use a cascade cycle on mixed refrigerant (MFC) as external cooling. The influence of introducing an absorption refrigeration unit on the technological process has been studied. To extract helium, the combined separation and rectification method is used. The purity of helium obtained is 50% (in moles). The running conditions of operation and the corresponding technical characteristics of the devices are presented and described. The curves of the resulting characteristics of heat exchangers indicate the correctness of the thermohydraulic calculations performed. The relative value of energy costs for obtaining 1 kg of liquefied natural gas in a technological process using MFC is 0,265 kWh/kg of LNG introducing an absorption refrigeration unit into the cycle reduces the ratio presented to 0,1849 kWh/kg of LNG. In the process of extracting helium using an absorption refrigeration unit gives the result of 0,951 and 132,9 kW/kmol of helium respectively. When using an absorption refrigeration unit, the helium extraction rate and power consumption ratio are 0,951 and 132,9 kW/kmol of helium, respectively. Application of the exergetic analysis methods to the processes under consideration shows that the greatest value of exergetic losses relative to other devices is observed in compressors. A detailed economic analysis has been carried out. It shows that the cost of the product obtained in the normal MFC cycle and in the MFC cycle using an absorption refrigeration machine is \$0,1939 and \$0,2069 per kg of LNG, respectively. Finally, on the basis of such economic factors as the cost of electricity and the cost of the product, the efficiency of the new cycle was analyzed.

**Keywords:** helium recovery, liquefied natural gas, refrigeration cycle, thermal integration of processes, energy efficiency, exergy analysis.

## References

1. Vatani A., Mehrpooya M., Palizdar A. Energy and exergy analyses of five conventional liquefied natural gas processes // *International Journal of Energy Research*. 2014. Vol. 38 (14). P. 1843–1863. DOI: 10.1002/er.3193. (In Engl.).
2. Almeida-Trasvina F., Smith R. Design and Optimisation of Novel Cascade Refrigeration Cycles for LNG Production // *28th European Symposium on Computer Aided Process*. Elsevier, 2018. P. 621–626. DOI: 10.1016/B978-0-444-64235-6.50111-X. (In Engl.).
3. Nawaz A., Qyyum M. A., Qadeer K. [et al.]. Optimization of mixed fluid cascade LNG process using a multivariate Coggins step-up approach: Overall compression power reduction and exergy loss analysis // *International Journal of Refrigeration*. 2019. Vol. 104. P. 189–200. DOI: 10.1016/j.ijrefrig.2019.04.002. (In Engl.).
4. Qyyum M. A., Duong P. L. T., Minh L. Q. [et al.]. Dual mixed refrigerant LNG process: Uncertainty quantification and dimensional reduction sensitivity analysis // *Applied Energy*. 2019. Vol. 250. P. 1446–1456. DOI: 10.1016/j.apenergy.2019.05.004. (In Engl.).
5. Vikse M., Watson H. A. J., Barton P. I. [et al.]. Simulation of a Dual Mixed Refrigerant LNG Process using

- a Nonsmooth Framework // *13th International Symposium on Process Systems Engineering*. Elsevier, 2018. P. 391–396. DOI: 10.1016/B978-0-444-64241-7.50060-4. (In Engl.).
6. Primabudi E., Morosuk T., Tsatsaronis G. Multi-objective optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant (C3MR) LNG process // *Energy*. 2019. Vol. 185. P. 492–504. DOI: 10.1016/j.energy.2019.07.035. (In Engl.).
7. He T., Liu Z., Ju Y. [et al.]. A comprehensive optimization and comparison of modified single mixed refrigerant and parallel nitrogen expansion liquefaction process for small-scale mobile LNG plant // *Energy*. 2019. Vol. 167. P. 1–12. DOI: 10.1016/j.energy.2018.10.169. (In Engl.).
8. Tak K., Lim W., Choi K. [et al.]. Optimization of mixed-refrigerant system in LNG liquefaction process // *Computer Aided Chemical Engineering*. Elsevier, 2011. P. 1824–1828. DOI: 10.1016/B978-0-444-54298-4.50143-4. (In Engl.).
9. Vatani A., Mehrpooya M., Tirandazi B. A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement // *Chemical engineering and processing*. 2013. Vol. 63. P. 16–24. DOI: 10.1016/j.cep.2012.10.010. (In Engl.).
10. Ghorbani B., Hamed M. H., Amidpour M. Cascade refrigeration systems in integrated cryogenic natural gas process (natural gas liquids (NGL), liquefied natural gas

- (LNG) and nitrogen rejection unit (NRU) // *Energy*. 2016. Vol. 115. P. 88–106. DOI: 10.1016/j.energy.2016.09.005. (In Engl.).
11. Ghorbani B., Hamed M. H., Amidpour M. Development and optimization of an integrated process configuration for natural gas liquefaction (LNG) and natural gas liquids (NGL) recovery with a nitrogen rejection unit (NRU) // *Journal of Natural Gas Science and Engineering*. 2016. Vol. 34. P. 590–603. DOI: 10.1016/j.jngse.2016.07.037. (In Engl.).
12. Mehrpooya M., Hossieni M., Vatani A. Novel LNG-Based Integrated Process Configuration Alternatives for Coproduction of LNG and NGL // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2014. Vol. 53 (45). P. 17705–17721. (In Engl.).
13. Kalinowski P., Hwang Y., Radermacher R. [et al.]. Application of waste heat powered absorption refrigeration system to the LNG recovery process // *International Journal of Refrigeration*. 2009. Vol. 32 (4). P. 687–694. DOI: 10.1016/j.ijrefrig.2009.01.029. (In Engl.).
14. Higa M., Yamamoto E. Y., Oliveira J. [et al.]. Evaluation of the integration of an ammonia-water power cycle in an absorption refrigeration system of an industrial plant // *Energy Conversion and Management*. 2018. Vol. 178. P. 265–276. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.10.041. (In Engl.).
15. Mehrpooya M., Hossieni S. S., Ghorbani B. Thermodynamic and economic evaluation of a novel concentrated solar power system integrated with absorption refrigeration and desalination cycles // *Energy Conversion and Management*. 2018. Vol. 175. P. 337–356. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.08.109. (In Engl.).
16. Keçeciler A., Acar H. İ., Doğan A. Thermodynamic analysis of the absorption refrigeration system with geothermal energy: an experimental study // *Energy Conversion and Management*. 2000. Vol. 41 (1). P. 37–48. DOI: 10.1016/S0196-8904(99)00091-6. (In Engl.).
17. Ghorbani B., Hamed M. H., Amidpour M. [et al.]. Implementing absorption refrigeration cycle in lieu of DMR and C3MR cycles in the integrated NGL, LNG and NRU unit // *International Journal of Refrigeration*. 2017. Vol. 77. P. 20–38. DOI: 10.1016/j.ijrefrig.2017.02.030. (In Engl.).
18. Ghorbani B., Shirmohammadi R., Mehrpooya M. A novel energy efficient LNG/NGL recovery process using absorption and mixed refrigerant refrigeration cycles — Economic and exergy analyses // *Applied Thermal Engineering*. 2018. Vol. 132. P. 283–295. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2017.12.099. (In Engl.).
19. Mehrpooya M., Omid M., Vatani A. Novel mixed fluid cascade natural gas liquefaction process configuration using absorption refrigeration system // *Applied Thermal Engineering*. 2016. Vol. 98. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2015.12.032. (In Engl.).
20. Rufford T. E., Chan K. I., Huang S. H. A Review of Conventional and Emerging Process Technologies for the Recovery of Helium from Natural Gas // *Adsorption Science & Technology*. 2014. Vol. 32 (1). P. 49–72. DOI: 10.1260/0263-6174.32.1.49. (In Engl.).
21. Mehrpooya M., Mood N. G., Ansarinab H. [et al.]. A novel sensitivity analysis of a new integrated helium extraction process through the interaction of costs and environmental impacts // *Applied Thermal Engineering*. 2019. Vol. 159. 113787. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2019.113787. (In Engl.).
22. Ansarinab H., Mehrpooya M., Pouriman M. Advanced exergoeconomic evaluation of a new cryogenic helium recovery process from natural gas based on the flash separation — APCI modified process // *Applied Thermal Engineering*. 2018. Vol. 132. P. 368–380. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2017.12.108. (In Engl.).
23. Shafaei A., Mehrpooya M. Process development and sensitivity analysis of novel integrated helium recovery from natural gas processes // *Energy*. 2018. Vol. 154. P. 52–67. DOI: 10.1016/j.energy.2018.04.114. (In Engl.).
24. Liemberger W., Miltner M., Harasek M. Efficient Extraction of Helium from Natural Gas by Using Hydrogen Extraction Technology // *Chemical Engineering Transaction*. 2018. Vol. 70. DOI: 10.3303/CET1870145. (In Engl.).
25. Roberts M. J., Repasky J. M. Method and apparatus for producing products from natural gas including helium and liquefied natural gas. US patent 7437889; filed January 11th, 2006; published November 21th, 2008. (In Engl.).
26. Victory D., Miles M. W., Oelfke R. H. Helium Recovery From Natural Gas Integrated With NGL Recovery. US patent 20110174017; published July 21th, 2011. (In Engl.).
27. Mehrpooya M., Shafaei A. Advanced exergy analysis of novel flash based Helium recovery from natural gas processes // *Energy*. 2016. Vol. 114. P. 64–83. DOI: 10.1016/j.energy.2016.07.169. (In Engl.).

---

**MEHRPOOYA Mehdi**, PhD, Associate Professor of Renewable Energies and Environment Department, Faculty of New Sciences and Technologies, University of Tehran, Tehran, Iran.

AuthorID (SCOPUS): 15725690500  
ResearcherID: AAH-1617-2019

**ZAITSEV Andrew Viktorovich**, Candidate of Technical Sciences, Associate Professor of Cryogenic Engineering Department, ITMO University, Saint Petersburg, Russia.

SPIN-code: 1652-6922

AuthorID (RSCI): 200047

ORCID: 0000-0003-0677-6320

ResearcherID: E-1700-2017

**LISOVTSOV Andrey Olegovich**, Graduate Student of Cryogenic Engineering Department, ITMO University, Saint Petersburg, Russia.

Address for correspondence: zai\_@inbox.ru

#### For citations

Mehrpooya M., Zaitsev A. V., Lisovtsov A. O. Application of new external cooling cycles in technological scheme of helium extraction and natural gas liquefaction // *Omsk Scientific Bulletin. Series Aviation-Rocket and Power Engineering*. 2020. Vol. 4, no. 2. P. 37–47. DOI: 10.25206/2588-0373-2020-4-2-37-47.

Received March 23, 2020.

© M. Mehrpooya, A. V. Zaitsev, A. O. Lisovtsov