

03, март 2016

УДК 62-91

**Анализ эффективности установки ожижения природного газа на
смесевом хладагенте**

*Лихачева Н.И., студент
кафедры «Холодильная, криогенная техника, системы кондиционирования и
жизнеобеспечения»,
Россия, 105005, г. Москва, МГТУ им. Н.Э. Баумана*

*Научный руководитель: Семёнов В.Ю., к.т.н., доцент
Россия, 105005, г. Москва, МГТУ им. Н.Э. Баумана,
кафедра «Холодильная, криогенная техника, системы кондиционирования и
жизнеобеспечения»,
crio@power.bmstu.ru*

В настоящее время в связи с повышающимся спросом на СПГ стало актуальным создание установок для его получения. Основные циклы ожижения описаны в учебнике [1]. В статье [2] представлен обзор по технологиям ожижения ПГ, описание некоторых схем и их анализ содержится в статьях [3] и [4], справочник [5] содержит информацию о различных процессах, в том числе используемых для получения СПГ.

В ПАО «Криогенмаш» поставлена задача создания установки ожижения природного газа. Главная особенность процесса ожижения ПГ в простом цикле высокого давления Линде заключается в большой разнице температур прямого и обратного потоков на холодном конце теплообменника (рис.1), что приводит к значительной необратимости процесса теплообмена.

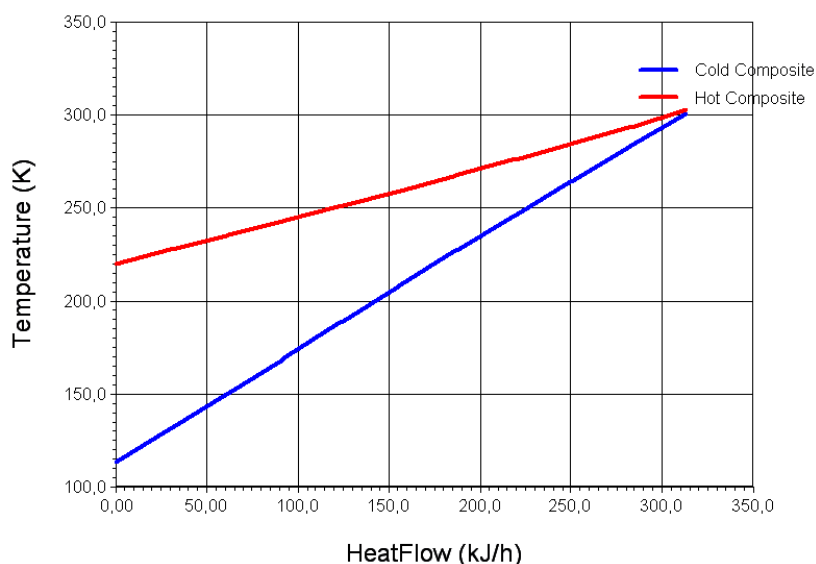


Рис. 1. Q-Тдиаграмма ТОА в цикле Линде на природном газе

Одним из наиболее перспективных решений по увеличению эффективности процесса является использование цикла на многокомпонентном специально подобранном холодильном агенте. Впервые такой цикл был предложен ещё в 1953 г. Клименко А. П. [6], отличающийся от детандерных и каскадных циклов на чистых компонентах большей термодинамической эффективностью и простотой схемы. Изменение состава смесового хладагента позволило снизить разницу температур между прямым и обратным потоками в теплообменнике, и, следовательно, снизить потери от необратимости процесса теплообмена.

На сегодняшний день на основе цикла Клименко разработано большое количество технологий такими фирмами, как *Linde* (Германия), *APCI* (США), *Shell* (Англия/Голландия), *Axens* (Франция), *Крыopak* (США) и др., которые применяются на различных заводах для получения СПГ.

В данной работе рассматривается процесс с дроссельным циклом на смесовом хладагенте с его 2-х ступенчатой конденсацией и сепарацией и 3-мя температурными уровнями расширяемого хладагента. Сжижаемый природный газ имеет в составе 97,5 % метана, остальное - тяжелые углеводороды $C_2 - C_5$ и азот. В состав СХА входят компоненты природного газа, но в других концентрациях. Схема цикла представлена на рис. 2.

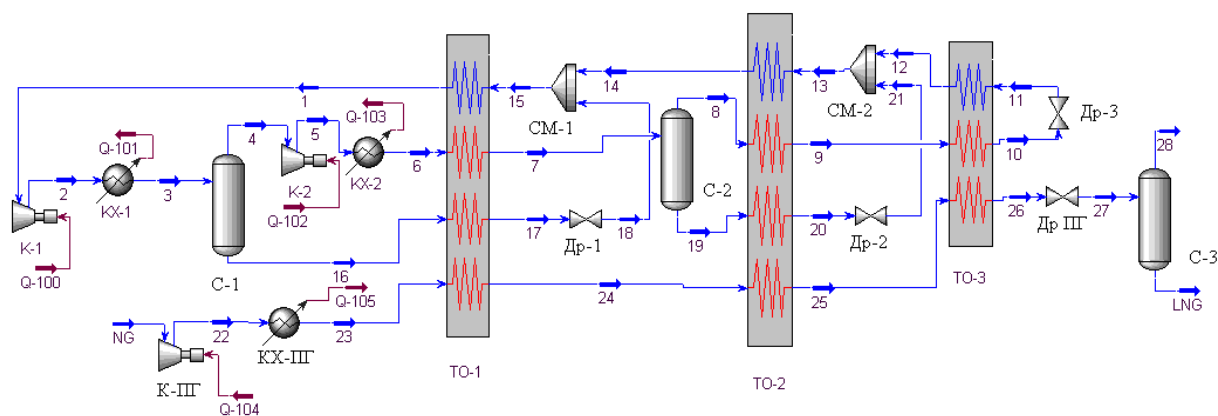


Рис. 2. Схема цикла

Описание процесса: охлаждение, конденсация и переохлаждение подготовленного сырьевого газа и прямого потока СХА осуществляется в замкнутом холодильном цикле на смесевом хладагенте в теплообменниках ТО-1, ТО-2 и ТО-3. СХА после сжатия в первой ступени К-1 компрессора охлаждается воздухом или водой до температуры окружающей среды и поступает в сепаратор С-1. Газовая фаза идет на сжатие во второй ступени К-2, а жидкая охлаждается в ТО-1, дросселируется и смешивается с обратным потоком. Поток СХА из К-2 охлаждается в теплообменнике ТО-1, после чего направляется в сепаратор С-2, из которого жидкая фаза после теплообменника ТО-2 дросселируется и смешивается с обратным потоком. Газовая фаза из сепаратора С-2 после охлаждения в теплообменниках ТО-2 и ТО-3 дросселируется и направляется в обратный поток.

Подготовленный сырьевой газ с атмосферным давлением сжимается в компрессоре ПГ, охлаждается в концевом холодильнике и последовательно охлаждается в теплообменниках ТО-1, ТО-2, ТО-3, дросселируется до атмосферного давления и разделяется на фазы в сепараторе С-3. Жидкая фаза направляется в хранилище, а газовая сжигается или используется для получения компонентов СХА.

Составы природного газа и смесового хладагента в некоторых точках цикла представлены в таблице 1. Основные параметры потоков были определены с помощью программы *AspenHYSYS 7.3* и представлены в таблице 2. Расчет выполнен без учета гидравлических сопротивлений. Суммарное значение заданных теплопритоков составило 0,04 кВт. В процессе расчета подбирался состав СХА при заданных параметрах цикла и минимальной разности температур в теплообменных аппаратах 3 К.

Таблица 1

Состав природного газа и нескольких потоков смесового хладагента

Компонент	Мольный состав, %							
	NG	28	LNG	1	4	16	8	19
N ₂	1,01	8,15	0,34	6,24	6,61	0,2	24,51	4,28
CH ₄	97,49	91,85	98,01	41,41	43,7	3,98	66,63	40,71
C ₂ H ₆	0,9	0	0,99	33,96	35,09	15,52	8,52	38,55
C ₃ H ₈	0,5	0	0,55	3,65	3,56	5,07	0,21	4,0
C ₄ H ₁₀	0,05	0	0,05	9,85	8,19	36,94	0,12	9,24
C ₅ H ₁₂	0,05	0	0,05	4,89	2,85	38,29	0,01	3,22

Таблица 2

Параметры потоков цикла

Параметры смеси	Поток					
	1	2	3	4	5	6
Температура, К	298,2	357,1	300,0	300,0	377,9	300,0
Давление, бар	6,0	15,5	15,5	15,5	48,0	48,0
Доля пара	1,000	1,000	0,9423	1,000	1,000	0,8402
Расход, моль/с	1,000	1,000	1,000	0,9423	0,9423	0,9423
	7	8	9	10	11	12
Температура, К	215	215	147,7	123	114,7	144,7
Давление, бар	48,0	48,0	48,0	48,0	6,0	6,0
Доля пара	0,1153	1,0	0,0	0,0	0,117	0,8387
Расход, моль/с	0,9423	0,1086	0,1086	0,1086	0,1086	0,1086
	13	14	15	16	17	18
Температура, К	144,7	203,8	205,8	300,0	215,0	215,5
Давление, бар	6,0	6,0	6,0	15,5	15,5	6,0
Доля пара	0,1522	0,6443	0,6036	0,0	0,0	0,0
Расход, моль/с	0,9423	0,9423	1,000	0,0577	0,0577	0,0577
	19	20	21	NG	22	23
Температура, К	215,0	147,7	143,6	300,0	675,0	300,0
Давление, бар	48,0	48,0	6,0	45,0	45,0	45,0
Доля пара	0,0	0,0	0,0708	1,000	1,000	1,000
Расход, моль/с	0,8337	0,8337	0,8337	0,335	0,335	0,335
	24	25	26	27	28	LNG
Температура, К	215,0	147,7	122,1	111,7	111,7	111,7
Давление, бар	45,0	45,0	45,0	1,1	1,1	1,1
Доля пара	1,000	0,000	0,000	0,0516	1,000	0,000
Расход, моль/с	0,335	0,335	0,335	0,335	0,0284	0,3066

На рисунке 3 показана общая Q-T диаграмма процесса теплообмена в данном цикле.

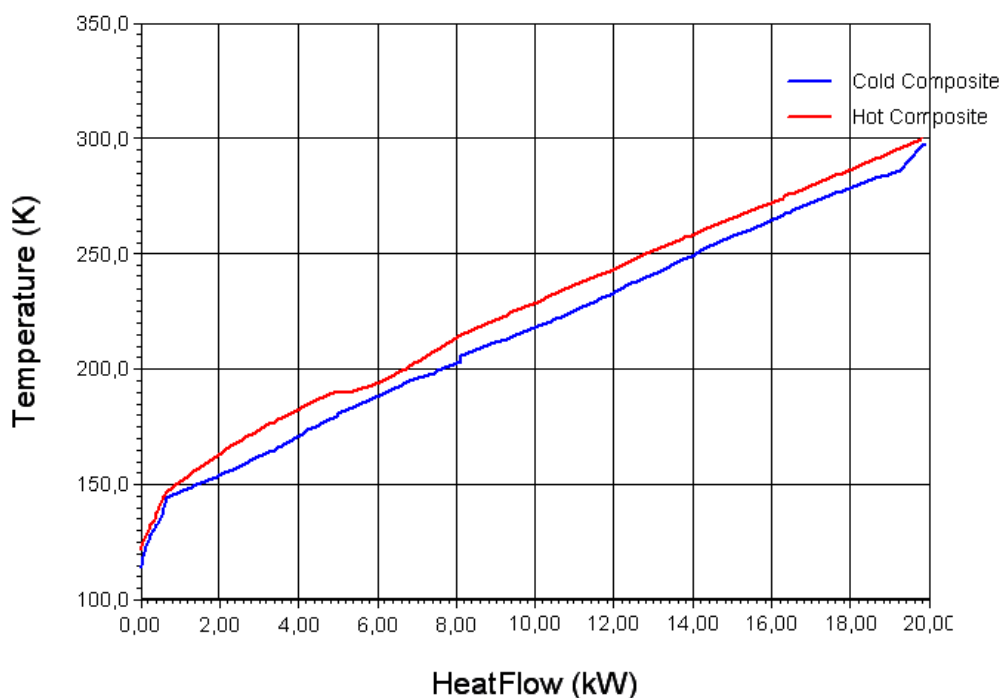


Рис. 3. Q-T-диаграмма процесса теплообмена в дроссельном цикле на смесевом хладагенте ($l_{уд}=0,3435$ кВт*ч/кг при $kF_{\Sigma}=2,406$ кДж/К*с)

Оценка эффективности выбранного цикла проводится по удельным затратам электроэнергии и значению показателя термодинамической эффективности. Для получения минимального значения удельных затрат необходимо провести оптимизацию цикла. В виду того, что оптимизация цикла по нескольким параметрам одновременно вручную является довольно сложной задачей, представляется рациональным использование встроенной в *AspenHysys* программы оптимизации.

Целевой функцией в данной работе является минимум значения удельных затрат, варьируемыми переменными – давление всасывания и сжатия СХА, температуры СХА после трех теплообменников, расход СХА и его состав (по шести компонентам).

Оптимизатор может использовать такие методы, как задание функций, метод Бокса, метод *SQP*, смешанный метод, метод Флетчера-Ривса и квази-Ньютоновский метод. В данной работе, т.к. варьируемые переменные задаются неравенствами, используется смешанный метод, включающий метод Бокса и метод *SQP*.

Метод Бокса представляет собой последовательный алгоритм поиска, применяемый для решения задач с нелинейными функциями и нелинейными ограничениями типа неравенств. Метод требует достаточно большого количества

итераций, но является весьма надежным. Суть метода Бокса заключается в последовательном сужении области поиска оптимума целевой функции при соблюдении заданных пределов варьируемых параметров и функций-ограничений (если они заданы) до момента достижения заданной сходимости.

Метод *SQP* является наиболее эффективным способом минимизации при наличии общих линейных и нелинейных ограничений при условии, что для начальной точки поиска задано разумное значение и число варьируемых переменных не велико. Программа на каждой итерации ищет минимум квадратичной аппроксимации функции Лагранжа, построенной для целевой функции (поиск вершины параболы).

Смешанный метод использует вначале метод Бокса с достаточно невысокой точностью сходимости, а затем метод *SQP*, таким образом, программа находит оптимальную точку с требуемой точностью.

В результате использования оптимизатора удалось снизить значение удельных затрат электрической энергии и улучшить Q-T диаграмму процесса теплообмена. Значения варьируемых параметров после оптимизации приведены в таблице 3.

Таблица 3

Варьируемые параметры

Параметр	После оптимизации
Давление всасывания СХА, бар	6,001
Давление сжатия СХА, бар	45,0
Температура после ТО-1, T_7 , К	215,0
Температура после ТО-2, T_9 , К	147,7
Температура после ТО-3, T_{10} , К	121,4
Расход СХА, моль/с	1,001
Состав СХА, %:	
Азот	6,24
Метан	41,41
Этан	30,46
Пропан	6,0
Бутан	11,0
Пентан	4,89

На рисунке 4 представлена Q-T диаграмма процесса теплообмена после оптимизации.

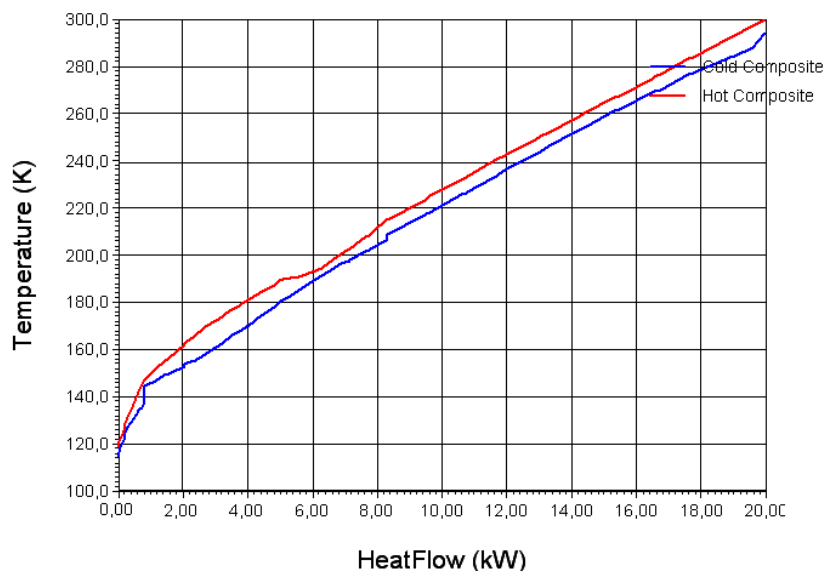


Рис. 4. Q-Тдиаграмма процесса теплообмена после оптимизации цикла
 $(l_{уд}=0,32 \text{ кВт}\cdot\text{ч/кг при } kF_{\Sigma}=3,18 \text{ кДж/К}\cdot\text{с})$

Незначительные изменения в значениях после оптимизации объясняются тем, что в процессе расчета были подобраны параметры, достаточно близкие к оптимальным.

Определение термодинамической эффективности цикла и распределения затрат энергии по элементам установки является результатом энтропийно-статистического анализа. Методика расчета описана в [7].

1. Исходные данные для определения характеристик цикла:

$T_{oc}=300 \text{ К}$ - температура окружающей среды;

$q_{oc}=6,891 \text{ кДж/кг сжим. ПГ}$ - удельная величина теплопритоков из окружающей среды с теплообменным аппаратом;

$\eta_{из}=0,6$ - среднестатистическое значение КПД компрессоров ПГ и СХА, характеризующее степень термодинамического совершенства сжатия.

Расчеты приведены на 1 кг сжимаемого природного газа на всасывании в компрессор.

Параметры характерных точек цикла представлены в таблице 4.

Параметры в характерных точках

№ точки	Энтропия s , кДж/кг*К	Энтальпия i , кДж/кг	Удельный расход
1	2	3	4
Контур природного газа			
NG	11,154	-4514	1,0
23	9,167	-4563	1,0
24	8,248	-4796	1,0
25	5,606	-5281	1,0
26	4,849	-5382	1,0
27	4,938	-5382	1,0
28	8,680	-4315	0,069
LNG	4,660	-5461	0,931
Контур смешанного хладагента			
1	5,722	-2810	1,0
3	5,274	-2868	1,0
4	5,940	-2923	0,846
6	5,336	-3032	0,846
7	3,882	-3404	0,846
8	6,755	-3165	0,103
9	4,623	-3551	0,103
10	4,034	-3630	0,103
11	4,101	-3630	0,103
12	6,156	-3367	0,103
13	3,067	-3571	0,846
14	4,759	-3277	0,846
15	4,172	-3196	1,0
16	1,599	-2568	0,154
17	0,878	-2753	0,154
18	0,885	-2753	0,154
19	3,485	-3438	0,744
20	2,590	-3599	0,744
21	2,637	-3599	0,744

Коэффициент ожижения природного газа в цикле: $x=0,931$.

2. Определение основных характеристик цикла.

Работа изотермического сжатия в компрессоре природного газа:

$$l_{изПГ} = T_{oc} \cdot (s_{NG} - s_{23}) - (i_{NG} - i_{23}) = 300 \cdot (11,154 - 9,167) - (-4514 - (-4563)) =$$

$$= 547,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг.с.жим.ПГ}}.$$

Действительная работа сжатия ПГ в компрессоре:

$$l_{сжПГ} = \frac{l_{изПГ}}{\eta_{из}} = \frac{547,5}{0,6} = 912,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг.с.жим.ПГ}}.$$

Работа изотермического сжатия в первой ступени компрессора смесового хладагента:

$$l_{изСХА1} = T_{oc} \cdot (s_1 - s_3) - (i_1 - i_3) = 300 \cdot (5,722 - 5,274) - (-2810 - (-2868)) = 75,84 \frac{\kappaДж}{кг.сжим.СХА}.$$

Работа изотермического сжатия во второй ступени компрессора СХА:

$$l_{изСХА2} = (T_{oc} \cdot (s_4 - s_6) - (i_4 - i_6)) \cdot \overline{g_4} = (300 \cdot (5,940 - 5,336) - (-2,923 - (-3032))) \cdot 0,846 = 61,05 \frac{\kappaДж}{кг.сжим.СХА}.$$

Действительная работа сжатия в ступенях компрессора СХА:

$$l_{сжСХА1} = \frac{l_{изСХА1}}{\eta_{из}} = \frac{75,84}{0,6} = 126,4 \frac{\kappaДж}{кг.сжим.СХА},$$

$$l_{сжСХА2} = \frac{l_{изСХА2}}{\eta_{из}} = \frac{61,05}{0,6} = 101,75 \frac{\kappaДж}{кг.сжим.СХА}.$$

Минимальная удельная работа, необходимая для ожижения 1 кг природного газа при давлениях входа и выхода из установки 1,1 бар:

$$l_{min.ожж.ПГ} = T_{oc} \cdot (s_{NG} - s_{LNG}) - (i_{NG} - i_{LNG}) = 300 \cdot (11,154 - 4,660) - (-4514 - (-5461)) = 1001,7 \frac{\kappaДж}{кг.жидк.ПГ} = 0,278 \frac{\kappaВт \cdot ч}{кг.жидк.ПГ}.$$

Минимальная удельная работа охлаждения 1 кг природного газа до температуры СПГ:

$$l_{min.охл.} = T_{oc} \cdot (s_{NG} - s_{28}) - (i_{NG} - i_{28}) = 300 \cdot (11,154 - 8,680) - (-4514 - (-4315)) = 942,03 \frac{\kappaДж}{кг.сжим.ПГ}.$$

Минимальная работа охлаждения природного газа смесовым хладагентом:

$$l_{min.охл.ПГ} = T_{oc} \cdot (s_{23} - s_{26}) - (i_{23} - i_{26}) = 300 \cdot (9,167 - 4,849) - (-4563 - (-5382)) = 476,9 \frac{\kappaДж}{кг.сжим.ПГ}.$$

3. Энтропийно-статистический анализ распределения затрат энергии на компенсацию производства энтропии в основных элементах установки.

3.1. Контур природного газа.

Минимально необходимые затраты для компенсации производства энтропии в дросселе ПГ:

$$\Delta S'_{дрПГ} = s_{27} - s_{26} = 4,938 - 4,849 = 0,0894 \frac{\kappaДж}{кг.сжим.ПГ \cdot K}, \quad (1)$$

$$\Delta l'_{\partial p \Pi \Gamma} = T_{oc} \cdot \Delta S'_{\partial p \Pi \Gamma} = 300 \cdot 0,0894 = 26,822 \frac{\kappa \text{Дж}}{\text{кг.сж.им.}\Pi \Gamma}. \quad (2)$$

Суммарная работа изотермического сжатия в контуре природного газа, затрачиваемая на компенсацию части $l_{\min}$ и производства энтропии:

$$\begin{aligned} \sum \Delta l'_{\Pi \Gamma} &= \Delta l'_{\partial p \Pi \Gamma} + l_{\min, \text{ож.сж.}\Pi \Gamma} \cdot x + l_{\min, \text{охл.}} \cdot (1-x) - l_{\min, \text{охл.}\Pi \Gamma} = \\ &= 26,822 + 1001,7 \cdot 0,931 + 942,03 \cdot (1-0,931) - 476,9 = 547,5 \frac{\kappa \text{Дж}}{\text{кг.сж.им.}\Pi \Gamma} \end{aligned}$$

Сходимость расчета энергозатрат по контуру природного газа:

$$\delta_1 = \sum \Delta l'_{\Pi \Gamma} - l_{\text{из}\Pi \Gamma} = 547,5 - 547,5 = 0 \frac{\kappa \text{Дж}}{\text{кг.сж.им.}\Pi \Gamma}.$$

3.2. Контур смешанного хладагента.

Величины минимально необходимых затрат для компенсации производства энтропии в дросселях 1, 2 и 3 рассчитаны согласно уравнениям (1), (2). Полученные значения приведены в таблице 5.

Необходимый расход СХА для охлаждения 1 кг ПГ:

$$y = \frac{G_{\text{СХА}}}{G_{\Pi \Gamma}} = \frac{108,53}{19,87} = 5,461 \frac{\text{кг.сж.им.СХА}}{\text{кг.сж.им.}\Pi \Gamma}.$$

Минимально затраты энергии для компенсации производства энтропии в теплообменнике ТО-1:

$$\begin{aligned} \Delta S'_{\text{ТО-1}} &= (s_1 - s_{15}) - (s_6 - s_7) \cdot \overline{g_7} - (s_{16} - s_{17}) \cdot \overline{g_{17}} - \frac{(s_{23} - s_{24})}{y} = \\ &= (5,722 - 4,172) - (5,336 - 3,882) \cdot 0,846 - (1,599 - 0,878) \cdot 0,154 - \frac{(8,248 - 5,606)}{5,461} = \\ &= 0,0408 \frac{\kappa \text{Дж}}{\text{кг.сж.им.СХА} \cdot K}, \end{aligned}$$

$$\Delta l'_{\text{ТО-1}} = T_{oc} \cdot \Delta S'_{\text{ТО-1}} = 300 \cdot 0,0408 = 12,23 \frac{\kappa \text{Дж}}{\text{кг.сж.им.СХА}}.$$

Минимальные затраты энергии на компенсацию производства энтропии в теплообменнике ТО-2 рассчитываются аналогично.

Минимальные затраты энергии на компенсацию производства энтропии в теплообменнике ТО-3:

$$\begin{aligned} \Delta S'_{\text{ТО-3}} &= (s_{12} - s_{11}) \cdot \overline{g_{11}} - (s_9 - s_{10}) \cdot \overline{g_{10}} - \frac{(s_{25} - s_{26})}{y} = \\ &= (6,156 - 4,101) \cdot 0,103 - (4,623 - 4,034) \cdot 0,103 - \frac{(5,606 - 4,849)}{5,461} = 0,0121 \frac{\kappa \text{Дж}}{\text{кг.сж.им.СХА} \cdot K}, \end{aligned}$$

$$\Delta l'_{TO-3} = T_{oc} \cdot \Delta S'_{TO-3} = 300 \cdot 0,0121 = 3,629 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.СХА}.$$

Минимальные затраты энергии на компенсацию производства энтропии в смесителе 1:

$$\Delta S'_{см1} = s_{15} - s_{14} \cdot \overline{g}_{14} - s_{18} \cdot \overline{g}_{18} = 4,172 - 4,759 \cdot 0,846 - 0,885 \cdot 0,154 = 0,0075 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.ПГ \cdot K},$$

$$\Delta l'_{см-1} = T_{oc} \cdot \Delta S'_{см-1} = 300 \cdot 0,0075 = 2,252 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.СХА}.$$

В смесителе 2 затраты энергии определяются аналогично.

Изотермический дроссель-эффект природного газа:

$$\Delta i_{ПГ} = i_{NG} - i_{23} = (-4514,2) - (-4563,4) = 49,2 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.ПГ}.$$

Изотермический дроссель-эффект смесового хладагента:

$$\Delta i_{СХА} = i_1 - i_3 + (i_4 - i_6) \cdot \overline{g}_4 = -2809,7 - (-2868,5) + (-2923,1 - (-3032,2)) \cdot 0,846 =$$

$$= 151,1 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.СХА}.$$

Полная холодопроизводительность цикла:

$$q_{полн} = \frac{\Delta i_{ПГ}}{y} + \Delta i_{СХА} = \frac{49,2}{5,461} + 151,1 = 160,1 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.СХА}.$$

Реальная холодопроизводительность цикла:

$$q_{реал} = q_{полн} - \frac{q_{oc}}{y} = 160,1 - \frac{6,891}{5,461} = 158,8 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.СХА}.$$

Коэффициент удельных затрат энергии для генерации холода в цикле:

$$\varphi_{из} = \frac{\frac{l_{изПГ}}{y} + l_{изСХА1} + l_{изСХА2}}{q_{реал}} = \frac{\frac{547,5}{5,461} + 75,84 + 61,05}{158,8} = 1,493.$$

Затраты энергии на компенсацию теплопритоков из окружающей среды:

$$\Delta l'_{oc} = \frac{q_{oc}}{y} \cdot \varphi_{из} = \frac{6,891}{5,461} \cdot 1,493 = 1,884 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.СХА}.$$

Суммарная работа сжатия в контуре СХА, затрачиваемая на компенсацию производства энтропии:

$$\Sigma \Delta l'_{СХА} = (\Delta l'_{оп1} + \Delta l'_{оп2} + \Delta l'_{оп3} + \Delta l'_{ТО-1} + \Delta l'_{ТО-2} + \Delta l'_{ТО-3} + \Delta l'_{см1} + \Delta l'_{см2} + \Delta l'_{oc}) \cdot y + l_{мин.охл.ПГ} =$$

$$= (0,33 + 10,5 + 2,06 + 12,23 + 19 + 3,629 + 2,252 + 0,818 + 1,884) \cdot 5,461 + 476,9 =$$

$$= 747,93 \frac{\kappa Дж}{кг.сэжим.ПГ}.$$

Работа сжатия в контуре СХА:

$$l_{сжСХА} = (l_{изСХА1} + l_{изСХА2}) \cdot y = (75,84 + 61,05) \cdot 5,461 = 747,53 \frac{\kappa Дж}{кг.сжим.ПГ}.$$

Сходимость расчета энергозатрат:

$$\delta_2 = 747,93 - 747,53 = 0,4 \frac{\kappa Дж}{кг.сжим.ПГ} = 0,05\%.$$

4. Оценка сходимости расчетных значений затрат энергии.

Расчетная сумма значений энергозатрат по контурам природного газа и смесового хладагента составляют:

$$\Sigma \Delta l'_{ПГ} + \Sigma \Delta l'_{СХА} = 547,5 + 747,93 = 1295,43 \frac{\kappa Дж}{кг.сжим.ПГ}.$$

Расчетная сумма затрат на сжатие ПГ и СХА:

$$l_{изПГ} + l_{сжСХА} = 547,5 + 747,53 = 1295 \frac{\kappa Дж}{кг.сжим.ПГ}.$$

Расхождение результатов вычислений затрат энергии составляет около 0,03 %. Таким образом, выполненный расчет можно считать правильным. Распределение затрат по всем элементам установки представлено в таблице 5 и на полосовой диаграмме (рисунок 5).

Таблица 5

Распределение энергозатрат по элементам установки

Основные элементы и процессы установки	Производство энтропии, $\kappa Дж/кг \text{ СПГ} \cdot К$	Минимально необходимые затраты работы для компенсации производства энтропии, $\kappa Дж/кг \text{ СПГ}$
Контур ПГ		
Дроссель ПГ	0,096	28,8
Контур СХА		
Дроссель 1	0,0065	1,9
Дроссель 2	0,205	61,6
Дроссель 3	0,04	12,1
Теплообменник ТО-1	0,239	71,8
Теплообменник ТО-2	0,372	111,5
Теплообменник ТО-3	0,071	21,3
Смеситель 1	0,044	13,2
Смеситель 2	0,016	4,8
Теплоприток от окружающей среды	-	11,1

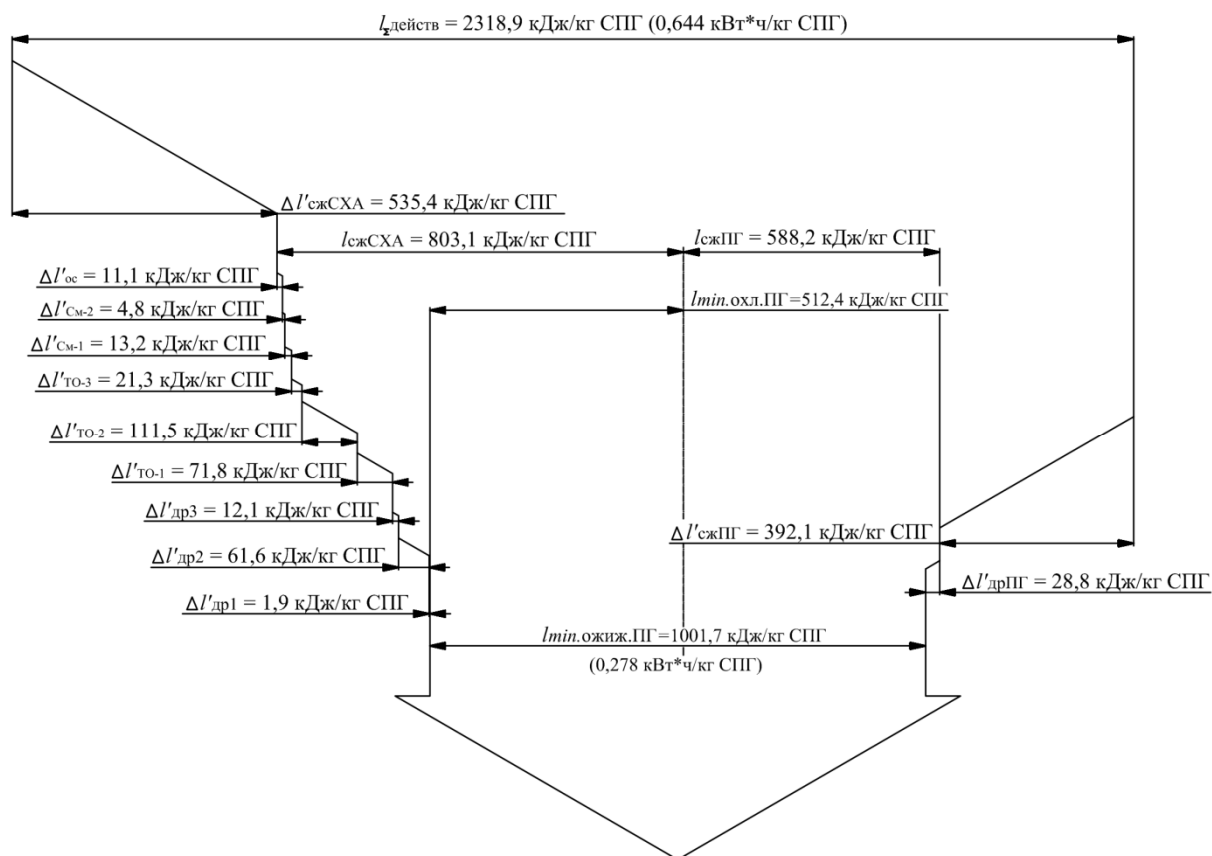


Рис.5. Полосовая диаграмма распределения затрат энергии по элементам установки ожижения природного газа при давлении входа 1,1 бар и температуре 300 К и давлении СПГ 1,1 бар

Действительная суммарная работа, затрачиваемая на сжатие ПГ и СХА:

$$l_{\Sigma \text{ действ}} = \frac{l_{\text{изПГ}}}{\eta_{\text{из}} \cdot x} + \frac{l_{\text{изСХА 1}} \cdot y}{\eta_{\text{из}} \cdot x} + \frac{l_{\text{изСХА 2}} \cdot y}{\eta_{\text{из}} \cdot x} = \frac{547,5}{0,6 \cdot 0,931} + \frac{75,84 \cdot 5,461}{0,6 \cdot 0,931} + \frac{61,05 \cdot 5,461}{0,6 \cdot 0,931} =$$

$$= 2318,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг.жидк.ПГ}} = 0,644 \frac{\text{кВт} \cdot \text{ч}}{\text{кг.жидк.ПГ}}.$$

При использовании установки на магистральном газопроводе с давлением 45 бар значение удельных затрат электроэнергии составит 0,372 кВт*ч/кг СПГ.

Степень термодинамического совершенства:

$$\eta_{\text{терм}} = \frac{l_{\text{min.ожиж.ПГ}}}{l_{\Sigma \text{ действ}}} = \frac{1001,7}{2318,9} = 0,432.$$

Полученное значение является несколько завышенным. Согласно [1] при температуре продукта 111,7 К показатель термодинамической эффективности установки должен быть порядка 0,32. Различие объясняется тем, что в данном расчете не учтены гидравлические потери, теплопритоки к сепараторам.

В результате анализа эффективности установки ожижения природного газа с дроссельным циклом на смесевом хладагенте можно сказать, что данный способ получения СПГ является конкурентоспособным. Для сравнения, в циркуляционном цикле с одним детандером на азоте или метане удельные затраты составляют 0,6-0,9 кВт*ч/кг жидкого ПГ при давлении продукта 1,1 бар. Реализация цикла на смесевом хладагенте представляет несомненный практический интерес.

Список литературы

- [1]. Архаров А.М., Марфенина И.В., Микулин Е.И. Криогенные системы. В 2 т. Т.1: Основы теории и расчета: учебник для студентов вузов. 3-е изд. М: Машиностроение, 1996. 575 с.
- [2]. Лавренченко Г.К., Копытин А.В. Криогенные комплексы производства и отгрузки СПГ, его приёма, хранения и регазификации в системе международной торговли // Технические газы. № 3. 2010. С. 3-7.
- [3]. Кузьменко И.Ф. Тенденции развития СПГ-установок средней производительности для организации газоснабжения // Технические газы. № 3. 2008. С. 36-40.
- [4]. Venkataratham G. Cryogenic mixed refrigerant process. New York, Springer, 2008. 262 p.
- [5]. Современные и перспективные технологии сжижения природного газа: отчет-справочник. Второй выпуск / ред. А.Х. Сафин. С-Петербург: ООО «Прима-химмаш», 2012. 320 с.
- [6]. Лавренченко Г.К. Вклад профессора А.П. Клименко и его школы в создание научных основ углеводородных энерготехнологий // Технические газы. № 5. 2009. С. 9-13.
- [7]. Архаров А.М. Основы криологии. Энтропийно-статистический анализ низкотемпературных систем. М: Издательство МГТУ им. Баумана, 2014. 507 с.