

## LNG 냉열을 활용한 저압 액화 공기 생산 공정 설계 및 경제성 평가

문하늘 · 정근호 · 이인규<sup>†</sup>

부산대학교 화공생명공학부  
46241 부산광역시 금정구 부산대학로 63번길 2(장전동)  
(2021년 1월 5일 접수, 2021년 3월 26일 수정본 접수, 2021년 4월 19일 채택)

## Design and Economic Analysis of Low Pressure Liquid Air Production Process using LNG cold energy

Haneul Mun, Geonho Jung and Inkyu Lee<sup>†</sup>

*School of Chemical and Biomolecular Engineering, Pusan National University, 2, Busandaehak-ro 63beon-gil, Busan, 46241, Korea*  
(Received 5 January 2021; Received in revised from 26 March 2021; Accepted 19 April 2021)

### 요 약

본 연구에서는 액화천연가스(LNG; liquefied natural gas) 재기화 과정에서 버려지는 냉열을 회수하는 방법으로 액화 공기를 생산하는 공정을 개발하였다. 액화 공기는 LNG 수출국으로 운송하여 천연가스 액화를 위한 냉매를 부분적으로 대체하는 용도로 활용될 수 있다. 이를 위하여, 액화 공기는 LNG 운반선에 저장 가능한 압력을 만족하여야 한다. 따라서, 가장 널리 사용되는 멤브레인 탱크로 액화 공기를 운송하기 위해 약 1.3 bar에서 공기가 액체 상태로 존재할 수 있도록 설계하였다. 제안한 공정에서, 공기는 LNG와의 열교환 이후 추가적인 질소 냉매 사이클과의 열교환을 통해 과냉된다. LNG 운반선의 최대 용량만큼 액화 공기를 생산할 때 운송비용 측면에서 가장 경제적인 수 있으며, 천연가스 액화공정에서 활용할 수 있는 냉열이 많아지게 된다. 이를 비교하기 위하여, 동일한 1 kg/s의 LNG 공급 조건 하에서 기존 공정을 이용한 Base case와 제안공정 내 유입 공기 유량을 각각 0.50 kg/s, 0.75 kg/s, 1.00 kg/s으로 하는 Case1, Case2, Case3를 구성하고 열역학적 및 경제적 측면에서 분석하였다. 액화 공기 생산량이 많을수록 1kg의 생산량 당 더 많은 에너지가 요구되는 경향을 보였으며 Case3는 Base case 대비 0.18 kWh 높게 나타났다. 그 결과 Case3의 액화 공기 1 kg 당 생산 비용이 \$0.0172 더 높게 나타났다. 그러나 액화 공기의 생산량이 증가함에 따라 1 kg 당 운송 비용이 \$0.0395 감소하여 전체 비용 측면에서 Case3는 Base case에 비해 1 kg 당 \$0.0223 적은 비용으로 액화 공기를 생산 및 운송할 수 있음을 확인하였다.

**Abstract** – This study focuses on the development of the liquid air production process that uses LNG (liquefied natural gas) cold energy which usually wasted during the regasification stage. The liquid air can be transported to the LNG exporter, and it can be utilized as the cold source to replace certain amount of refrigerant for the natural gas liquefaction. Therefore, the condition of the liquid air has to satisfy the available pressure of LNG storage tank. To satisfy pressure constraint of the membrane type LNG tank, proposed process is designed to produce liquid air at 1.3bar. In proposed process, the air is pre-cooled by heat exchange with LNG and sub-cooled by nitrogen refrigeration cycle. When the amount of transported liquid air is as large as the capacity of the LNG carrier, it could be economical in terms of the transportation cost. In addition, larger liquid air can give more cold energy that can be used in natural gas liquefaction plant. To analyze the effect of the liquid air production amount, under the same LNG supply condition, the proposed process is simulated under 3 different air flow rate: 0.50 kg/s, 0.75 kg/s, 1.00 kg/s, correspond to Case1, Case2, and Case3, respectively. Each case was analyzed thermodynamically and economically. It shows a tendency that the more liquid air production, the more energy demanded per same mass of product as Case3 is 0.18kWh higher than Base case. In consequence the production cost per 1 kg liquid air in Case3 was \$0.0172 higher. However, as liquid air production increases, the transportation cost per 1 kg liquid air has reduced by \$0.0395. In terms of overall cost, Case 3 confirmed that liquid air can be produced and transported with \$0.0223 less per kilogram than Base case.

Key words: Process design, LNG cold recovery, LNG value chain, Air liquefaction, Cryogenic process

<sup>†</sup> To whom correspondence should be addressed.

E-mail: inkyu.lee@pusan.ac.kr

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.



화 화물의 선박 운송에 관한 국제 규정인 IGC Code는 화물 탱크들을 총 5가지 유형으로 규정하고 있으며, 현재 LNG를 저장 및 운송하는 목적으로 개발된 선박용 LNG 저장 탱크로는 IMO A, B, C-type 독립탱크와 멤브레인(Membrane) 타입의 탱크가 있다[17]. 독립 탱크는 공 모양의 구형 탱크를 선체에 탑재하는 모스 방식을 취하여 내압성이 좋고, 사고 발생 시 탱크의 파손 가능성이 낮다는 장점이 있다. 그러나 건조비가 비싸고 공간 효율성과 전방 시야가 나쁘다는 단점이 있다. 반면에, 멤브레인 방식은 박스 형태의 화물창으로 화물탱크가 선체 내부에 있는 형태로 공간 이용 효율 및 확장성이 좋고 건조비가 비교적 저렴하다. 따라서 현재는 가격이 저렴하며 전방 시야 확보 및 대형화에 유리한 멤브레인 방식이 주로 사용된다. 멤브레인 타입 LNG 탱크는 프랑스 GTT (Gaztransport & Technigaz)사의 모델이 대부분의 시장을 점유하고 있다[18]. 2018년 기준, LNG 수송선의 67%가 GTT 멤브레인 탱크를 적용하고 있다[19]. 해당 탱크는 저온과 부식에 대한 내성이 강해 액체 산소 저장 탱크로도 사용될 수 있다[20]. 따라서, 본 연구는 LNG 및 액체 공기의 저장 탱크로 GTT사의 멤브레인 탱크를 가정하였으며, BOG 발생 등으로 인한 압력 증가를 고려하여 최대허용압력인 1.7 bar보다 낮은 1.3 bar의 압력으로 액체 공기를 생산하는 공정을 설계하였다.

### 3. Process Description

LNG 냉열을 활용한 공기 액화 공정의 설계 및 해석을 위해 상용 공정 모사 소프트웨어인 Aspen HYSYS (v.11)를 이용하였다. 상태 방정식(Equation of State)은 가스 정제 및 석유 화학 분야를 잘 반영하여 천연가스 액화 공정에 널리 사용되는 Peng-Robinson을 적용하였다[21]. 본 연구는 멤브레인 탱크의 최대 저장 압력을 고려하여 1.3 bar의 압력으로 액체 공기를 저장하는 공정을 제안하고 액체 공기 생산량 증가에 따른 공정의 경제성을 평가하는 것을 목표로 한다. Lee 등[16]이 제안한 LNG-CES 공정을 Base case로 하여 공기 유입량이 0.50 kg/s, 밸브를 통해 팽창된 액체 공기의 최종 압력이 1.3 bar가 되도록 설정하였다. 추가적으로, 액체 공기 생산량을 증가시키기 위해 질소 냉매 사이클을 추가한 공정을 제안하였다. 대상 공정은 3MTPA (Million Tonne per Annum) LNG 재기화 공정이며, 열역학적 분석을 용이하게 하기 위해 1.00 kg/s의 유량으로

Table 1. Process design basis [16]

Parameters	Values
LNG feed Temperature	-162 °C
LNG feed Pressure	1.3 bar
LNG mass flow rate	3,600 kg/h
Natural gas outlet pressure	70.0 bar
MTD in heat exchangers	3 °C
Atmospheric temperature (air inlet)	25 °C
Atmospheric pressure (air inlet)	1.013 bar
Heater discharge temperature (seawater)	15 °C
Cooler discharge temperature (seawater)	25 °C
Pressure drop	0.00 bar
Isentropic efficiency of air compressors	0.90
Isentropic efficiency of expanders	0.92
Isentropic efficiency of pumps	0.90

Table 2. Assumptions and specifications of the equipment [16]

Equipment	Operating Condition	Pressure Ratio
Pumps	Pressure: $\leq 300$ bar	No limitation
Compressors	Pressure: $\leq 100$ bar	$\leq 3.5$
Expanders	Pressure: $\leq 300$ bar	No limitation
Cryogenic liquid tank	Pressure: $\leq 1.3$ bar	No pressure drop
Heat exchangers	$\Delta T_{min} \geq 3$ °C	No pressure drop

Table 3. LNG and Air composition [16]

LNG	Mole fraction
Nitrogen	0.0012
Methane	0.9115
Ethane	0.0555
Propane	0.0216
i-Butane	0.0051
n-Butane	0.0051
Air	
Nitrogen	0.7811
Oxygen	0.2096
Argon	0.0093

LNG가 공급 및 기화 된다고 가정하였다. Base case와 제안 공정에 적용한 각 장비의 기본 효율 및 변수 조건은 Table 1 및 Table 2에 각각 나타내었다. 또한 공정에 유입된 LNG 및 공기의 조성은 Table 3에 나타내었다[16].

#### 3-1. Base case design

Base case 공정은 LNG 재기화와 공기 액화로 구성되며 이에 대한 공정흐름도를 Fig. 2에 나타내었다. 먼저 LNG는 -162 °C, 1.3bar의 조건으로 유입되어 열교환을 통해 공기에 냉열을 전달한다. 이후 일련의 팽창 및 가열 과정을 거치며 에너지를 생산한다. LNG 재기화에 이용되는 팽창기는 공기 액화 시 사용되는 압축기와 연결된 형태로, 팽창기에서 생산하는 에너지와 압축기에서 소모하는 에너지는 같다. 일반적으로 LNG 터미널은 해안가에 위치하기 때문에 해수를 열원으로 쉽게 이용할 수 있으므로, 해수와의 열교환을 통한 기화를 가정하였다. 또한 파이프를 통한 천연가스 수송을 위해서는 최소 70 bar의 압력이 요구되기 때문에 기화된 천연 가스의 최종 압력을 70 bar로 설계하였다[22].

공기는 LNG 기화량의 50%인 0.50 kg/s의 유량이 25 °C, 1.013 bar의 조건으로 유입된다. 유입된 공기는 우선적으로 LNG와 열교환(HX6)을 통해 5 °C로 냉각되고 분리기를 거치며 수분이 제거된다. 이때 1.013 bar, 5 °C의 조건에서 공기의 maximum humidity가 약 공기 1 kg당 0.005 kg으로 매우 작으므로 공기 중 수분 함량은 무시하였다[23]. 이후 건조된 공기는 일련의 열교환을 통한 냉각과 압축을 반복하며 액화된 후 최종적으로 밸브를 통해 팽창되어 1.3 bar의 압력으로 생산된다. Base case의 LNG 및 공기의 온도 및 압력 조건을 Table 4에 나타내었다.

#### 3-2. Proposed design

제안 공정은 LNG 냉열을 이용하여 공기를 냉각한 후 질소 냉매 사이클을 통해 공기를 추가적으로 과냉함으로써 공기의 액화율을 높일 수 있도록 설계하였다. 이에 대한 공정흐름도를 Fig. 3에 나타

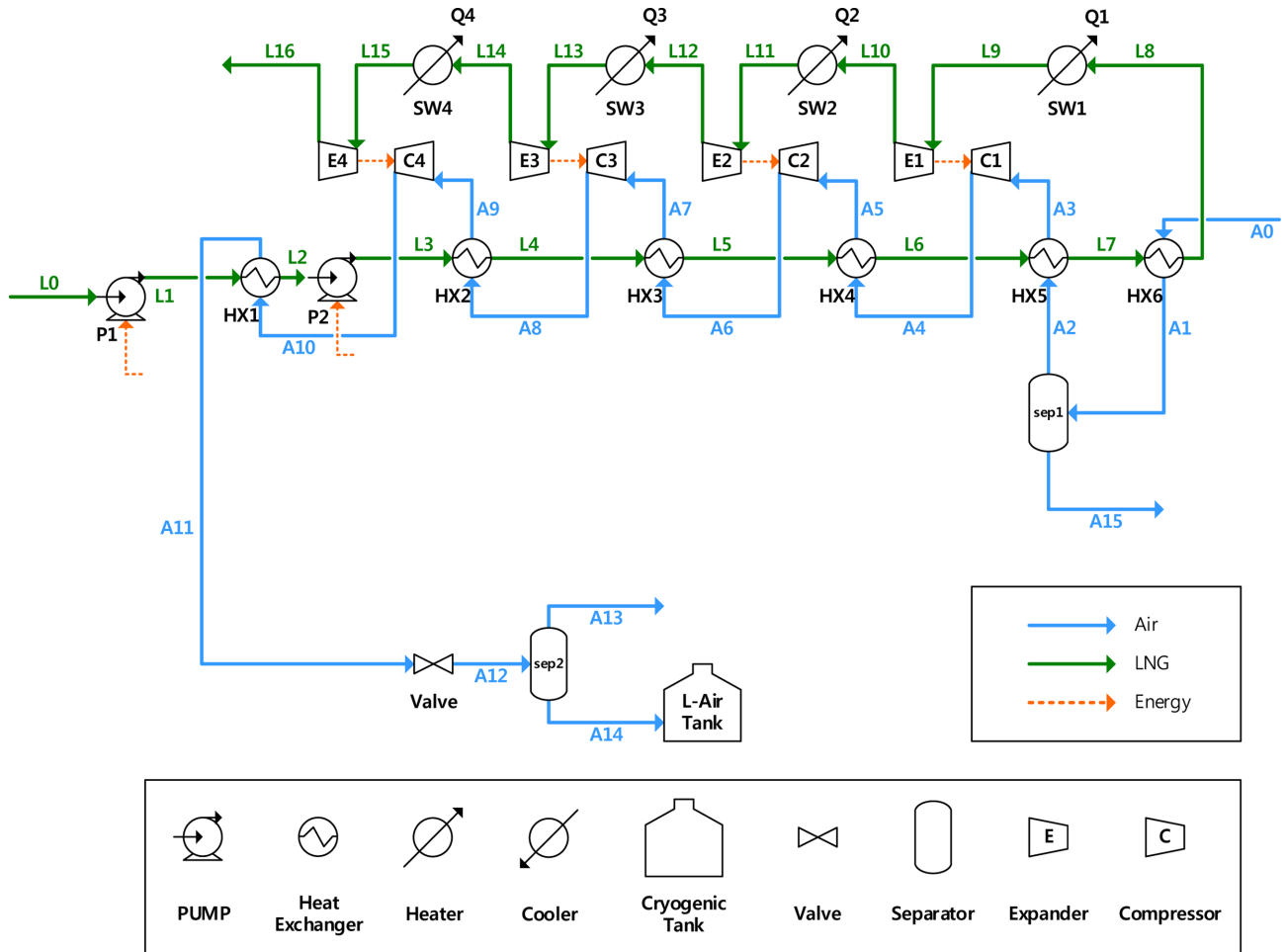


Fig. 2. Process flow diagram of base case.

Table 4. Simulation conditions of Base Case

Air			LNG		
Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)	stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)
A0	25.00	1.013	L0	-162.00	1.300
A1	5.00	1.013	L1	-159.97	57.000
A2	5.00	1.013	L2	-128.79	57.000
A3	-81.38	1.013	L3	-118.90	248.659
A4	-13.18	2.629	L4	-108.13	248.659
A5	-93.79	2.629	L5	-96.79	248.659
A6	-34.30	6.405	L6	-84.38	248.659
A7	-105.13	6.405	L7	-71.47	248.659
A8	-53.38	14.617	L8	-68.50	248.659
A9	-115.90	14.617	L9	15.00	248.659
A10	-68.34	32.500	L10	-4.43	166.956
A11	-147.56	32.500	L11	15.00	166.956
A12	-191.08	1.300	L12	-5.82	116.555
A13	-191.08	1.300	L13	15.00	116.555
A14	-191.08	1.300	L14	-3.64	87.659
A15	5.00	1.013	L15	15.00	87.659
			L16	-0.29	70.000

내었다. 사례 분석을 위해 동일한 LNG 공급 조건하에서 공정 내 유입 공기 유량을 0.50 kg/s, 0.75 kg/s, 1.00 kg/s으로 달리하여 Case1, Case2, Case3를 각각 구성하였다. 이는 액체 공기 생산량에

따른 에너지비용 및 운송비용을 비교하여 경제적으로 유리한 공기 유량을 결정하고, 액체 공기 대량 생산에 대한 경제성을 평가하기 위함이다. 이때 유입 공기의 최대 유량을 LNG 기화량과 동일한

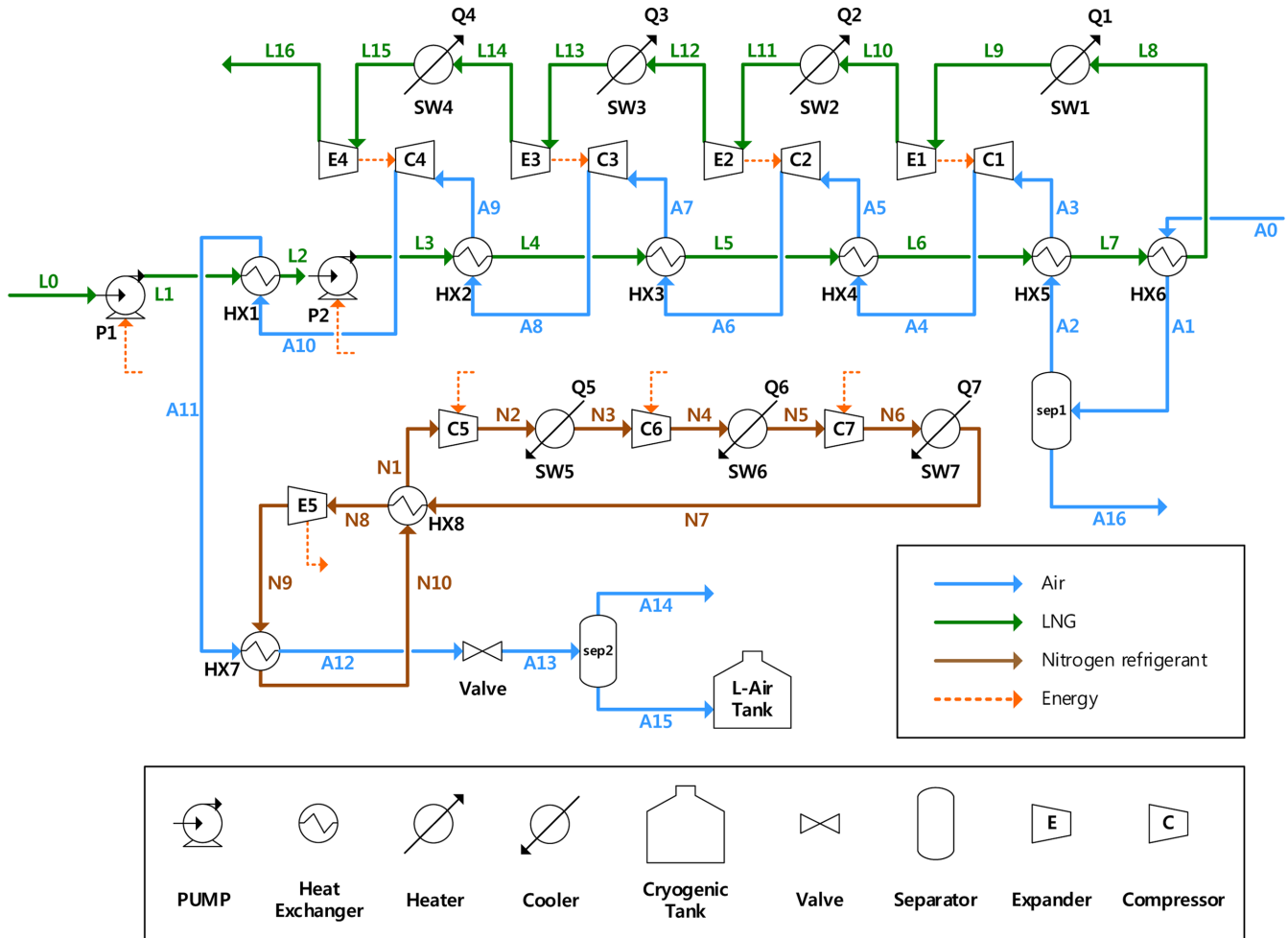


Fig. 3. Process flow diagram of proposed design.

1.00 kg/s로 제한하여, 멤브레인 탱크 내에 LNG 선적량 이상의 액체 공기가 저장되지 않도록 하였다. 공기의 과냉을 위해 사용된 질소는 임계압력 33.94 bar, 임계온도  $-147^{\circ}\text{C}$ 의 비유기화합물 계열의 냉매이다. 이는 혼합 냉매에 비해 열효율이 상대적으로 낮음에도 불구하고, 공정의 규모가 작고 단순하며 지구온난화지수(GWP: Global Warming Potential)가 ‘0’인 물질로 장기적인 사용 및 환경적인 측면에서 이점을 가진다[24]. 세부적으로 질소 냉매 사이클은 3단 압축과 해수를 이용한 냉각과 1단 팽창 및 자체 냉각 과정을 포함하는 밀폐사이클로 구성하였다. 질소 냉매는 다단압축(C5~7)과 해수에 의한 냉각(SW5~7)을 거친 후 E5 팽창기를 통해 1.013 bar로 팽창되어 액화점인  $-195.8^{\circ}\text{C}$ 에 이른다. 상압 및 극저온 상태가 된 질소는 LNG 냉열로 예냉된 액체 공기를  $-192.8^{\circ}\text{C}$ 로 냉각한다. 질소 냉각 사이클 내 냉매 유량과 최종 압력 사이에는 trade-off 관계가 존재한다. 따라서 각 Case별로 사례연구를 통해 에너지 소모량이 가장 적은 질소 냉매 유량 및 최종 압력 조건을 도출하였다. 또한 선정된 질소 냉매 유량 및 압력 조건에서 에너지 소모량이 가장 적은 최적 압축비를 찾아 설계에 반영하였으며 이를 Table 5에 나타내었다. Case1, Case2, Case3에 해당하는 LNG, 공기, 질소의 온도와 압력 조건을 Table 6, Table 7, Table 8에 각각 나타내었다.

Table 5. Refrigerant mass flow and compression ratio of each case

	Case1	Case2	Case3
Refrigerant mass flow (kg/s)	1.122	4.717	8.992
C5 compression ratio	1.876	1.678	1.481
C6 compression ratio	1.895	1.647	1.467
C7 compression ratio	1.861	1.607	1.500

#### 4. Simulation Result

공기는  $25^{\circ}\text{C}$ , 1.013 bar의 조건으로 유입되어 다단 압축 및 냉각 과정을 거치며 액화된다. Fig. 4와 Fig. 5는 각 case에서 공정 흐름별 공기의 상태를 P-h diagram상에 나타낸 그래프이다. Base case의 경우, LNG와의 마지막 열교환기(HX1)를 지난 공기는  $-147.56^{\circ}\text{C}$ , 32.500 bar의 조건을 가지며 1.3bar로 등엔탈피 팽창할 때 포화곡선 내부에 존재하게 된다. 즉 팽창 과정에서 부분 기화가 발생하여 공기 유입량의 46.58%만이 액체 공기로 저장된다. 제안 공정의 세가지 Case는 LNG 기화량이 동일하기에 재기화 과정에서 팽창기에 의해 생산되는 에너지 및 압축기에 의해 소모되는 에너지는 모두 동일한 반면 유입 공기의 유량이 다르기 때문에 LNG와의 마지막 열교환기(HX1)를 지난 공기는 모두 다른 압력을 가진다. 이는 질소 냉매 사이클에 의해 공통적으로  $-192.8^{\circ}\text{C}$ 까지 과냉된 후 밸브에 의해

**Table 6. Simulation conditions of Case1 (0.50 kg/s of air inlet)**

Air			LNG			Nitrogen		
Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)
A0	25.00	1.013	L0	-162.00	1.300	N1	21.97	1.013
A1	5.00	1.013	L1	-159.97	57.000	N2	86.11	1.900
A2	5.00	1.013	L2	-128.79	57.000	N3	25.00	1.900
A3	-81.38	1.013	L3	-118.90	248.659	N4	90.93	3.600
A4	-13.18	2.629	L4	-108.13	248.659	N5	25.00	3.600
A5	-93.79	2.629	L5	-96.79	248.659	N6	88.98	6.700
A6	-34.30	6.405	L6	-84.38	248.659	N7	25.00	6.700
A7	-105.13	6.405	L7	-71.47	248.659	N8	-142.68	6.700
A8	-53.38	14.617	L8	-68.50	248.659	N9	-195.80	1.013
A9	-115.90	14.617	L9	15.00	248.659	N10	-150.66	1.013
A10	-68.34	32.500	L10	-4.43	166.956			
A11	-147.56	32.500	L11	15.00	166.956			
A12	-192.80	32.500	L12	-5.82	116.555			
A13	-192.01	1.300	L13	15.00	116.555			
A14	-192.01	1.300	L14	-3.64	87.659			
A15	-192.01	1.300	L15	15.00	87.659			
A16	5.00	1.013	L16	-0.29	70.000			

**Table 7. Simulation conditions of Case2 (0.75 kg/s of air inlet)**

Air			LNG			Nitrogen		
Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)
A0	25.00	1.013	L0	-162.00	1.300	N1	21.92	1.013
A1	5.00	1.013	L1	-159.97	57.000	N2	73.91	1.700
A2	5.00	1.013	L2	-144.68	57.000	N3	25.00	1.700
A3	-94.72	1.013	L3	-136.66	248.659	N4	75.50	2.800
A4	-48.95	2.059	L4	-124.75	248.659	N5	25.00	2.800
A5	-108.86	2.059	L5	-111.86	248.659	N6	72.88	4.500
A6	-68.97	4.027	L6	-97.72	248.659	N7	25.00	4.500
A7	-121.75	4.027	L7	-75.00	248.659	N8	-155.92	4.500
A8	-87.26	7.537	L8	-70.52	248.659	N9	-195.81	1.013
A9	-133.66	7.537	L9	15.00	248.659	N10	-162.64	1.013
A10	-102.61	13.805	L10	-4.43	166.956			
A11	-156.94	13.805	L11	15.00	166.956			
A12	-192.80	13.805	L12	-5.82	116.555			
A13	-192.42	1.300	L13	15.00	116.555			
A14	-192.42	1.300	L14	-3.64	87.659			
A15	-192.42	1.300	L15	15.00	87.659			
A16	5.00	1.013	L16	-0.29	70.000			

팽창하게 된다. 이때 극저온의 공기는 Joule-Thomson coefficient가 음의 값을 가지기 때문에 팽창 과정에서 온도가 상승하게 된다. 즉, Case1은 -192.8 °C, 32.500 bar의 조건에서 1.3 bar로 팽창하면 소량의 부분 기화가 발생하며 99.84%의 액체 공기를 저장할 수 있다. Case2와 Case3는 각각 13.805 bar와 7.223 bar의 조건에서 1.3 bar로 팽창하여 포화곡선 외부에 존재하게 되며 이는 100% 액화를 의미한다.

#### 4-1. Heat analysis

각 Case의 열교환 효율을 분석하기 위해 공기가 LNG와 질소 냉매 사이클을 거치는 과정을 heat flow diagram 상에서 분석하였으며, 이를 Fig. 6에 나타내었다. 각 공정은 열교환기의 최소 온도차

(MTD; Minimum Temperature difference)가 3 °C 이상이 되도록 유지하도록 설계하였다. Heat flow diagram에서 열교환하는 두 유체 사이의 면적이 좁을수록 비가역성이 줄어들었음을 의미하며, 열교환 효율이 높다고 해석할 수 있다. 이는 각 열교환기의 대수평균 온도차(LMTD; Log Mean Temperature difference)를 비교하여 분석할 수 있으며 LMTD 결과 값을 Table 9에 나타내었다. Base case와 Case1은 LNG와의 마지막 열교환기(HX1)에서 열교환 중 공기의 액화가 발생하면서 내부에 pinch point가 존재하게 되어 Case2 및 Case3보다 낮은 LMTD 값을 보인다. 그러나 질소와의 열교환기(HX7)의 경우, Case1은 공기가 액화된 상태에서 열교환이 이루어지는 반면에 Case2, 3는 기체 상태의 공기와 열교환하며 이를 액화시키기 위하여 다량의 열이 교환되어야 하기 때문에 Case1보다 높



Table 8. Simulation conditions of Case3 (1.00kg/s of air inlet)

Air			LNG			Nitrogen		
Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Stream	Temperature (°C)	Pressure (bar)
A0	25.00	1.013	L0	-162.00	1.300	N1	22.00	1.013
A1	5.00	1.013	L1	-159.97	57.000	N2	60.77	1.500
A2	5.00	1.013	L2	-144.30	57.000	N3	25.00	1.500
A3	-90.68	1.013	L3	-136.24	248.659	N4	63.15	2.200
A4	-56.36	1.728	L4	-123.44	248.659	N5	25.00	2.200
A5	-106.26	1.728	L5	-109.26	248.659	N6	65.53	3.300
A6	-76.42	2.868	L6	-93.68	248.659	N7	25.00	3.300
A7	-120.44	2.868	L7	-65.03	248.659	N8	-165.57	3.300
A8	-94.86	4.603	L8	-59.18	248.659	N9	-195.80	1.013
A9	-133.24	4.603	L9	15.00	248.659	N10	-171.40	1.013
A10	-110.77	7.223	L10	-4.43	166.956			
A11	-156.96	7.223	L11	15.00	166.956			
A12	-192.80	7.223	L12	-5.82	116.555			
A13	-192.62	1.300	L13	15.00	116.555			
A14	-192.62	1.300	L14	-3.64	87.659			
A15	-192.62	1.300	L15	15.00	87.659			
A16	5.00	1.013	L16	-0.29	70.000			

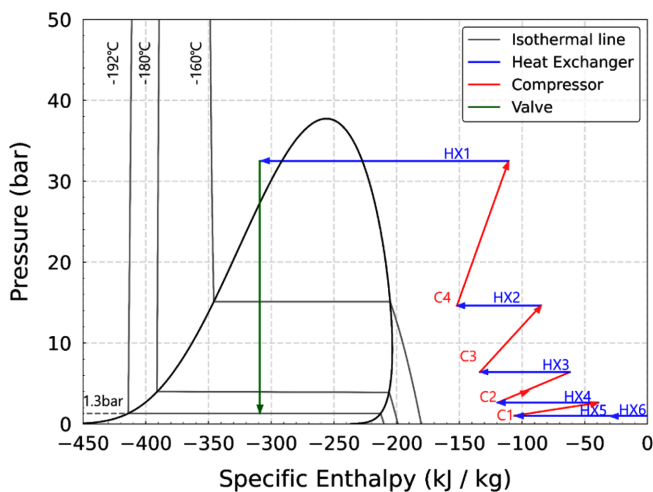


Fig. 4. P-h diagram of Base case.

은 LMTD 값을 나타낸다. HX5와 HX6는 LNG 출구(L8) 온도의 영향을 받아 가장 높은 출구 온도를 가진 Case3가 가장 낮은 LMTD값을 보인다.

#### 4-2. Energy analysis

압축기와 펌프에 투입된 에너지에서 팽창기를 통해 얻은 에너지를 빼는 방식으로 전체 공정에 소비된 에너지를 계산하였으며, 에너지 계산식은 다음과 같다.

$$En_{net} = En_{tot,in} - En_{tot,out} \quad (1)$$

$$En_{tot,in} = \sum_{i=5}^7 Comp_i + \sum_{k=1}^2 Pump_k \quad (2)$$

$$En_{tot,out} = Exp_5 \quad (3)$$

$En_{net}$ 은 공정에 투입된 전체일,  $En_{tot,in}$ 과  $En_{tot,out}$  각각 공정에 투입된 일의 총량과 생산한 일의 총량을 나타낸다.  $Comp_i$ 는 압축기

에 소모된 일의 양,  $Pump_k$ 는 펌프에서 소모한 일의 양,  $Exp_5$ 는 팽창기에서 생산된 일의 양을 나타낸다. 이를 통해 산출한 case 별 에너지 소모량을 Table 10에 나타내었다.

액체 공기 1 kg을 생산하는데 요구되는 에너지량(SEC; Specific Energy Consumption)을 이용하여 공기 액화 성능을 분석하였다. SEC는 전체 공장에서 소비된 에너지를 생산한 액체 공기의 유량으로 나누어 계산하였으며 수식 (4)에 나타내었다.

$$SEC = \frac{En_{net}}{\dot{m}} \text{ (kWh/kg)} \quad (4)$$

$En_{net}$ 은 공정에 투입된 전체일,  $\dot{m}$ 는 생산한 액체 공기의 질량유량을 나타낸다. 각 공장에서 계산된 SEC를 Table 11에 나타내었다. Base case에서 공기는 LNG의 냉열만을 이용하여 압축 및 냉각 과정을 거친다. 그러나 Case1은 공기를 -192.8 °C까지 과냉하기 위해 질소 냉매의 다단 압축 및 냉각과정을 필요로 한다. 기존 공정은 공정 내부에서 얻는 LNG의 팽창일을 사용하여 공기를 압축하지만 질소 냉매 사이클은 외부 에너지를 투입하여 운전하기에 더욱 많은 에너지를 필요로 한다. 따라서 Case1은 동일한 공기 유량 0.5 kg/s로 운전한 Base case 보다 총 투입 에너지가 173.42 kW 증가하였으며 SEC의 경우 0.13 kWh/kg으로 0.06 kWh/kg만큼 증가하였다. Case2 및 Case3는 전체 냉열 교환량 대비 질소 냉매 사이클이 차지하는 냉열 교환량이 각각 38.47%, 43.31%로 16.64%인 Case1에 비해 더욱 커지면서 SEC 값이 큰 폭으로 상승하였다. 즉 동일한 LNG 기화량으로부터 회수할 수 있는 LNG 냉열의 양은 한정되어 있기 때문에 유입되는 액체 공기의 유량이 증가할수록 질소 냉매 사이클에 요구되는 열교환량이 증가하면서 SEC가 증가하는 경향을 보인다.

#### 4-3. Exergy analysis

엑서지는 고온이나 저온의 에너지원 상태에서 우리가 생활하고 있는 환경까지 실질적으로 얻을 수 있는 일 형태의 최대 유효 에너지 양을 의미한다. 즉 엑서지 분석을 통해 에너지를 정량적으로

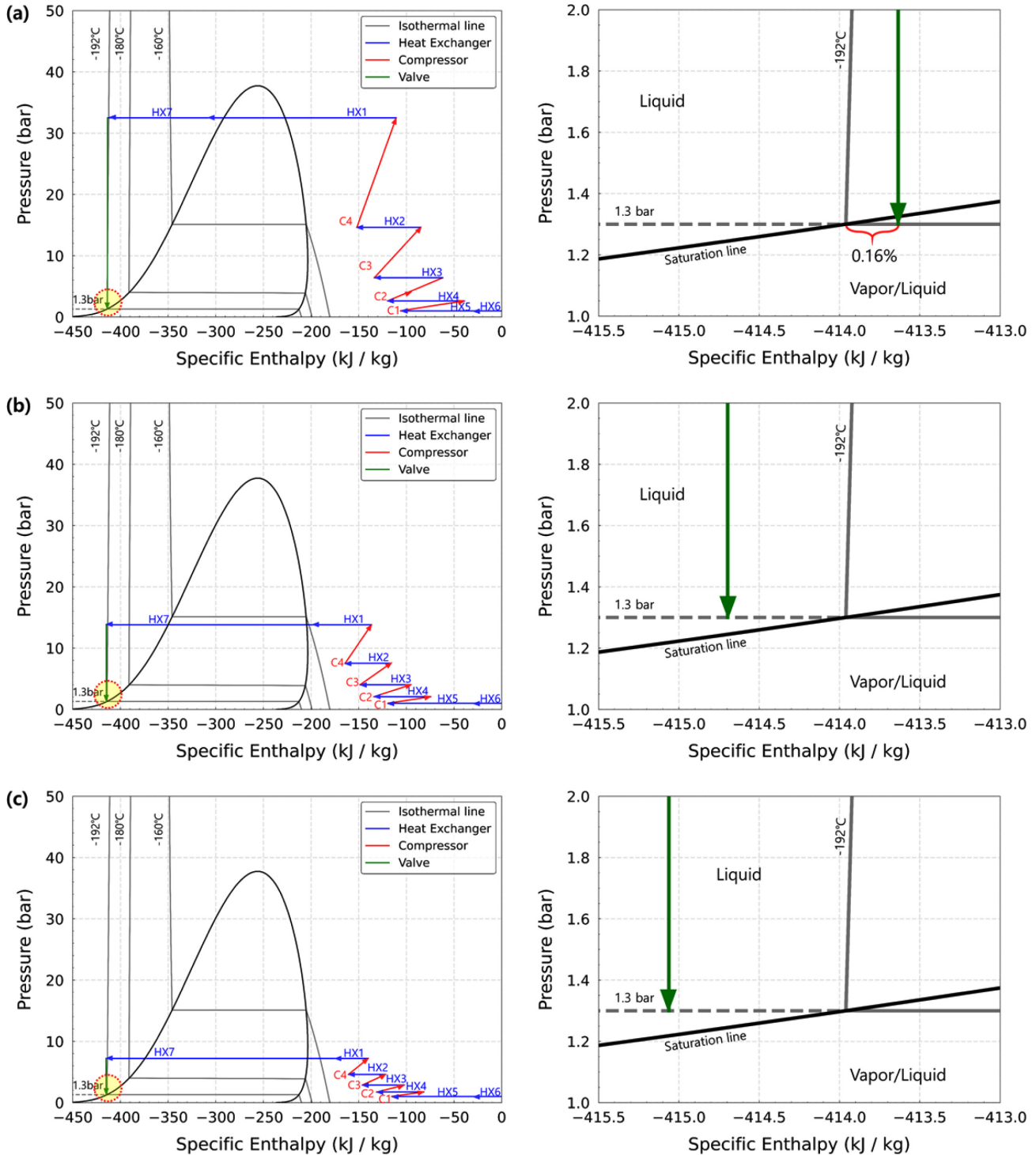


Fig. 5. P-h diagram: (a) Case1, (b) Case2, and (c) Case3.

분석하여 시스템의 비효율성을 파악할 수 있다. 엑서지 계산에 대한 수식은 다음과 같다[25].

$$Ex_{net,in} = \sum Ex_{in} + \sum W_{in} \quad (5)$$

$$Ex_{net,out} = \sum Ex_{out} + \sum W_{out} \quad (6)$$

$$I_{tot} = Ex_{net,out} - Ex_{net,in} \quad (7)$$

$Ex_{net,in}$ 는 net exergy input,  $\sum Ex_{in}$ 는 exergy input의 합을,  $\sum W_{in}$ 는 공정에 투입된 일을,  $Ex_{net,out}$ 는 net exergy output을,  $\sum Ex_{out}$ 는 exergy output의 합을,  $\sum W_{out}$ 는 생산된 일을,  $I_{tot}$ 는 exergy destruction과 exergy loss를 포함하는 total exergy waste를 의미한다.

위 엑서지 계산을 통해 시스템 전체의 엑서지 효율을 계산하기 위한 수식을 식 (8)에 나타내었다. 이때  $\eta_{Ex}$ 는 엑서지 효율을 의미하며, net exergy output 값을 net exergy input으로 나누어 계산한다.



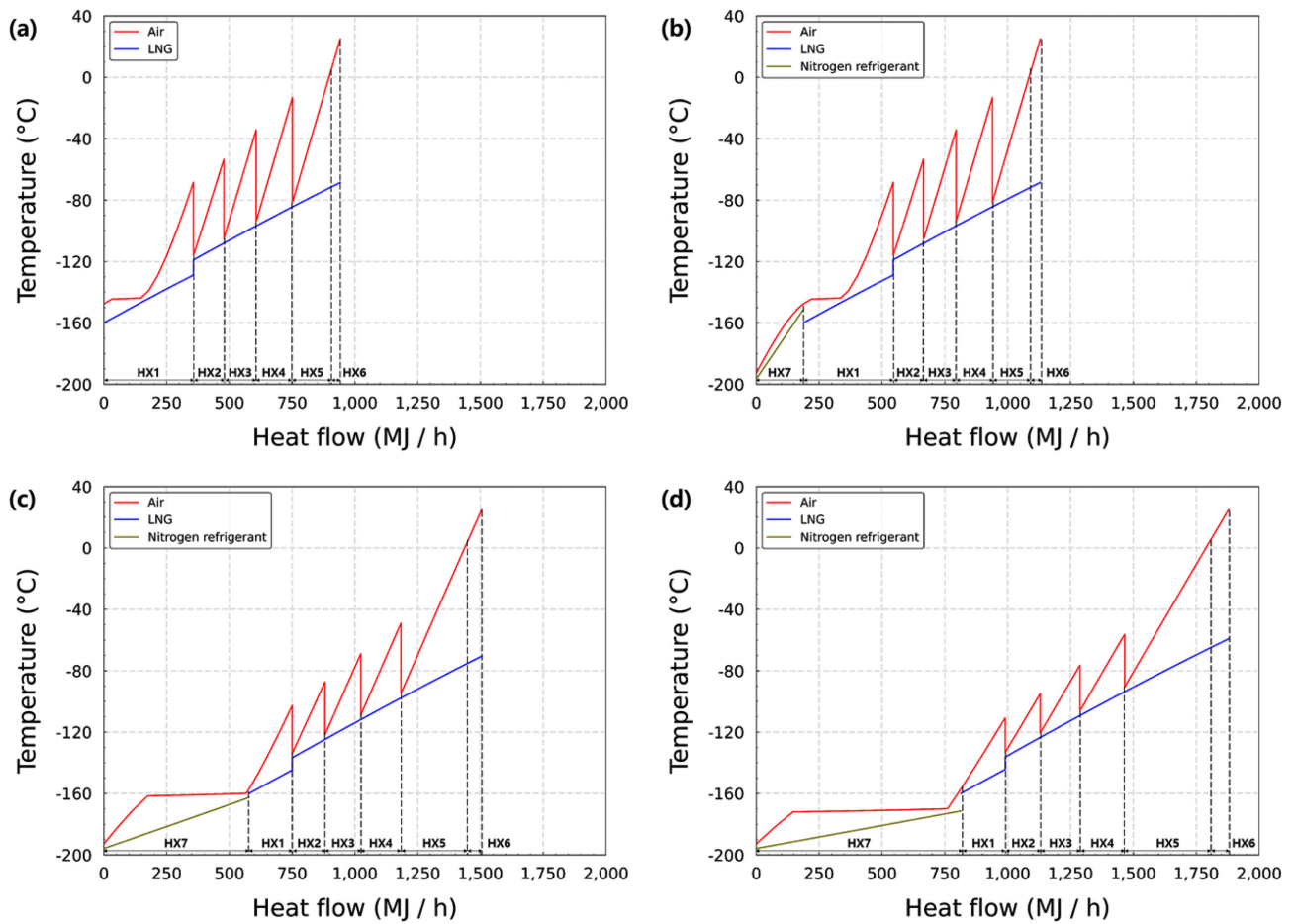


Fig. 6. Heat flow diagram: (a) Base case, (b) Case1, (c) Case2, and (d) Case3

Table 9. Exchanged heat of Air with LNG and Nitrogen

Heat exchanger	LMTD (°C)			
	Base case	Case1	Case2	Case3
HX1	9.57	9.57	13.76	12.36
HX2	17.49	17.49	13.52	11.29
HX3	19.52	19.52	14.95	12.44
HX4	21.56	21.56	16.41	13.60
HX5	22.76	22.76	23.51	21.28
HX6	84.71	84.71	87.53	76.89
HX7	-	5.68	10.33	8.71

Table 10. Energy consumption of each case

Equipment	Base case (kW)	Case1 (kW)	Case2 (kW)	Case3 (kW)
P1	13.48	13.48	13.48	13.48
P2	50.03	50.03	47.65	47.71
C5	-	75.21	255.95	363.39
C6	-	77.31	248.55	357.60
C7	-	74.92	235.42	379.75
E5	-	-54.02	-171.11	-248.65
Total	63.51	236.93	629.93	913.27

$$\eta_{Ex} = \frac{Ex_{net,out}}{Ex_{net,in}} \quad (8)$$

추가적으로, LNG 재기화 과정의 엑서지 효율을 계산하기 위한

수식을 식 (9), (10), (11)에 나타내었다.

$$Ex_{net,in}^{LNG-rgs} = Ex_{LNG,in} + \sum_{j=1}^2 W_{pump,j} \quad (9)$$

Table 11. Specific Energy consumption

	Total Energy Consumption (kW)	Liquid Air mass (kg/h)	SEC (kWh/kg)
Base case	63.51	852	0.074
Case1	236.93	1,797	0.132
Case2	629.93	2,700	0.233
Case3	913.27	3,600	0.253

$$Ex_{net,out}^{LNG-rgs} = Ex_{NG,out} + Ex_{LTA} + \sum_{i=1}^4 W_{exp,i} \quad (10)$$

$$\eta_{Ex}^{LNG-rgs} = \frac{Ex_{NG,out} + Ex_{LTA} + \sum_{i=1}^4 W_{exp,i}}{Ex_{LNG,in} + \sum_{j=1}^2 W_{pump,j}} \quad (11)$$

$Ex_{net,in}^{LNG-rgs}$ 는 LNG 재기화 과정의 net exergy input,  $Ex_{LNG,in}$ 는 LNG의 exergy input을,  $\sum_{j=1}^2 W_{pump,j}$ 는 펌프를 통해 소모된 일을,  $Ex_{net,out}^{LNG-rgs}$ 는 LNG 재기화 과정의 net exergy output을,  $Ex_{NG,out}$ 는 NG의 exergy output을,  $Ex_{LTA}$ 는 LNG 재기화 과정을 통해 공기로 전달된 exergy output을,  $\sum_{i=1}^4 W_{exp,i}$ 는 팽창기를 통해 생산된 일을,  $\eta_{Ex}^{LNG-rgs}$ 는 LNG 재기화 과정의 엑서지 효율을 의미한다.

제안 공정에서 공기의 과냉을 위한 질소 냉매 사이클의 엑서지 효율을 계산하기 위한 수식을 식 (12), (13), (14)에 나타내었다.

$$Ex_{net,in}^{N_2} = Ex_{N_2,regen} + \sum_{k=5}^7 W_{comp,k} \quad (12)$$

$$Ex_{net,out}^{N_2} = Ex_{N_2A} + W_{exp,5} \quad (13)$$

$$\eta_{Ex}^{N_2} = \frac{Ex_{N_2A} + W_{exp,5}}{Ex_{N_2,regen} + \sum_{k=5}^7 W_{comp,k}} \quad (14)$$

$Ex_{net,in}^{N_2}$ 는 질소 냉매 사이클의 net exergy input,  $Ex_{N_2,regen}$ 는 공기와의 열교환을 통해 질소로 전달된 exergy input을,  $\sum_{k=5}^7 W_{comp,k}$ 는 압축기를 통해 소모된 일을,  $Ex_{net,out}^{N_2}$ 는 질소 냉

매 사이클의 net exergy output을,  $Ex_{N_2A}$ 는 질소 냉매 사이클로부터 공기로 전달된 exergy output을,  $W_{exp,5}$ 는 팽창기를 통해 생산된 일을,  $\eta_{Ex}^{N_2}$ 는 질소 냉매 사이클의 엑서지 효율을 의미한다.

공기 액화 과정의 엑서지 효율을 계산하기 위한 수식을 식 (15), (16), (17)에 나타내었다.

$$Ex_{net,in}^{Air-liq} = Ex_{LTA} + Ex_{N_2A} + \sum_{k=1}^4 W_{comp,k} \quad (15)$$

$$Ex_{net,out}^{Air-liq} = Ex_{Lair} \quad (16)$$

$$\eta_{Ex}^{Air-liq} = \frac{Ex_{Lair}}{Ex_{LTA} + Ex_{N_2A} + \sum_{k=1}^4 W_{comp,k}} \quad (17)$$

$Ex_{net,in}^{Air-liq}$ 는 공기 액화 과정의 net exergy input,  $\sum_{k=1}^4 W_{comp,k}$ 는 압축기를 통해 소모된 일을,  $Ex_{net,out}^{Air-liq}$ 는 공기 액화 과정의 net exergy output을,  $Ex_{Lair}$ 는 저장된 액체 공기가 가지는 exergy output을,  $\eta_{Ex}^{Air-liq}$ 는 공기 액화 과정의 엑서지 효율을 의미한다.

엑서지 계산을 통해 각 case 별 LNG 재기화 과정 중 발생하는 엑서지 손실량을 Table 12에 나타내었다. LNG 재기화 과정의 엑서지 손실은 펌프, 팽창기, 열교환기 및 해수에 의한 가열기 등에 의해 발생한다. Base case와 Case1은 LNG 재기화 과정에서 공정 조건이 모두 동일하기 때문에 엑서지 손실량이 같다. 또한 모든 Case가 공통적으로 첫번째 해수에 의한 가열기(SW1)에서 대략 51.86~65.40 kW로 가장 많은 엑서지 손실이 발생한다. 이는 LNG

Table 12. Exergy analysis for the LNG regasification

Equipment	Base case (kW)	Case1 (kW)	Case2 (kW)	Case3 (kW)
Exergy destruction				
P1	7.135	7.135	7.135	7.135
P2	18.425	18.425	20.450	20.401
E1	3.235	3.235	3.235	3.235
E2	2.797	2.797	2.797	2.797
E3	2.334	2.334	2.334	2.334
E4	1.962	1.962	1.962	1.962
HX1	25.299	25.299	16.679	14.751
HX2	8.989	8.989	8.912	7.674
HX3	9.549	9.549	9.391	8.182
HX4	10.487	10.487	10.005	8.625
HX5	10.495	10.495	20.100	21.580
HX6	4.340	4.340	6.816	7.580
Total	105.047	105.047	109.817	106.257
Exergy loss				
SW1	65.395	65.395	68.565	51.856
SW2	5.328	5.328	5.328	5.328
SW3	5.757	5.757	5.757	5.757
SW4	4.265	4.265	4.265	4.265
Total	80.745	80.745	83.915	67.206
Total exergy waste	185.792	185.792	193.732	173.464

재기화 과정에서 회수될 수 있는 냉열이 여전히 일부 존재함을 의미하며 따라서 추가적인 냉열 회수 공정 도입을 통한 엑서지 효율 향상의 가능성이 있다고 판단된다. 공기 과냉을 위한 질소 냉매 사이클에서 발생하는 엑서지 손실량을 Table 13에 나타내었다. 질소 냉매 사이클 내에서는 공기와 질소가 열교환하는 열교환기(HX7)와 질소의 온도를 극저온으로 낮추는 팽창기(E5)에서 상당한 양의 엑서지 손실이 발생한다. 특히 공기 유입량이 증가할수록 질소 냉매 사이클의 부하가 증가하기 때문에 Case3의 HX7의 엑서지 손실량이 매우 높게 나타나는 것으로 판단된다. 또한 3단으로 구성된 가압기와는 달리 팽창기는 1단으로 구성되기 때문에 팽창기에서 많은 양의 엑서지 손실이 발생하는 것으로 판단된다. 공기 액화 과정의 결과인 Table 14에 따르면 Base case에서 발생하는 다량의 부분 기화로 인하여 valve와 Sep2에서 각각 47.14 kW와 51.70 kW의 엑서지 손실이 발생하게 된다. 이는 Base case의 총 엑서지 손실량 중 33.11%를 차지하는 상당한 양이다. 각 Case의 엑서지 효율은 Fig. 7에 나타내었으며 이를 통해 전반적인 엑서지 효율 경향을 분석해보고자 한다. 먼저 Base case와 Case1의 총 엑서지 손실량을 비교해보면 질소 냉매 사이클의 도입으로 인해 Case1에서 추가적인 엑서지 손실이 발생하지만, 부분 기화량을 감소시킴으로써 공기의 기화를 통해 유출되는 엑서지 손실을 줄여 최종적으로는 엑서지 효율이 증가함을 확인할 수 있다. 반면 Case1,2,3의 경우 유입 공기량이 증가함에 따라 엑서지 효율이 감소하는 경향을 확인할 수 있다. 이는 처리해야할 공기량이 증가함에 따라 질소 냉매 사이클의 규모가 증가하게 되고, 이에 따라 질소 냉매 사이클에서의 엑서지

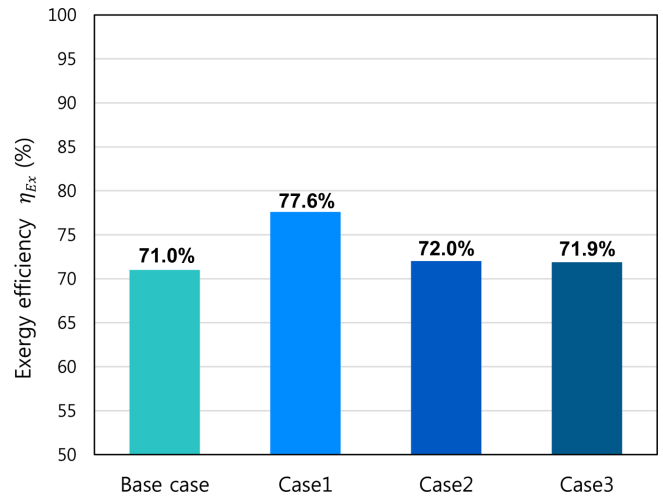


Fig. 7. Exergy efficiency of each case.

손실량이 급격히 증가하여 결과적으로 엑서지 효율이 감소하는 것으로 판단된다. 그러나 질소 냉매 사이클에서 발생하는 다량의 엑서지 손실에도 불구하고 Case2와 Case3을 포함한 각 Case의 엑서지 효율이 70% 이상을 유지하는 것으로 나타났다.

#### 4-4. Economic analysis

각 공정의 경제성을 비교하기 위하여 에너지비용 및 운송비 측면에서 경제성 평가를 수행하였다. 에너지비용과 운송비용에 대한 계

Table 13. Exergy analysis for the  $N_2$  sub-cooling cycle

Equipment	Base Case (kW)	Case1 (kW)	Case2 (kW)	Case3 (kW)
Exergy destruction				
C5	-	6.299	22.162	32.635
C6	-	6.389	21.417	31.910
C7	-	6.223	20.432	33.653
HX7	-	9.225	67.403	85.280
HX8	-	8.553	37.909	75.062
E5	-	18.106	57.389	83.345
Total	-	54.796	226.712	341.884
Exergy loss				
SW5	-	6.507	17.905	18.719
SW6	-	7.524	19.060	21.191
SW7	-	7.143	17.264	23.853
Total	-	21.174	54.229	63.762
Total exergy waste	-	75.970	280.941	405.647

Table 14. Exergy analysis for the Air liquefaction

Equipment	Base case (kW)	Case1 (kW)	Case2 (kW)	Case3 (kW)
Exergy destruction				
C1	3.894	3.894	4.502	4.645
C2	3.641	3.641	4.248	4.399
C3	3.325	3.325	3.923	4.083
C4	3.030	3.030	3.635	3.814
valve	47.143	5.837	3.529	2.230
Sep1	0.000	0.000	0.000	0.000
Sep2	51.699	0.162	0.000	0.000
Total exergy waste	112.733	19.889	19.837	19.172

산식은 각각 식 (19), (20) (21)에 나타내었다.

$$C_{prod} = SEC \times (C_{elec}) \quad (19)$$

$$C_{trans} = (Op_{date}) \times (Op_{cost}) / m_{L-air} \quad (20)$$

$$C_{total} = C_{prod} + C_{trans} \quad (21)$$

$C_{prod}$ 는 액체 공기 1kg을 생산하기 위한 에너지비용이며  $C_{elec}$ 는 전기 1kWh당 가격을 나타낸다[26].  $C_{trans}$ 는 액체 공기 1kg당 LNG 운반선의 운송비용,  $Op_{date}$ 는 액체 공기 운송기간,  $Op_{cost}$ 는 일일 운송비용,  $m_{L-air}$ 은 선적된 액체 공기의 질량을 나타낸다.  $C_{total}$ 은 액체 공기 1 kg를 생산 및 운송하는데 필요한 비용의 총합인 총괄 비용을 나타낸다. LNG 운반선을 이용한 액체 공기 운송비용은 LNG 운송비용 계산 방식을 토대로 계산하였으며 145,000 m<sup>3</sup>급 LNG 운반선을 대상으로 하였다[27]. 일반적으로 LNG선박의 일일 운송비용(LNG carrier daily operation cost)은 유지 관리 및 보수 비용, 선원 비용 등으로 구성되는 고정비용과 항만 사용료와 연료 비용을

포함하는 항해 비용 그리고 선박계약대금으로 이루어진다. 액체 공기 운송기간은 터미널 간의 거리와 선박 속도를 고려하여 계산된 항해 기간과 LNG의 하역 기간을 고려하여 계산하였다[27]. 액체 공기 생산 및 운송비용 계산에 필요한 조건을 Table 15에 나타내었으며 각 case에 대해 계산된 액체 공기 단위 생산량 당 생산 및 운송비용은 Fig. 8과 Table 16에 나타내었다. 이때 모든 case의 액체 공기 운송기간 및 일일 운송비용을 동일하다고 가정하여 운송비용을 계산하였다.

Base case는 LNG를 다단 가압하는 펌프에만 에너지가 소비되기 때문에, LNG 기화량의 23.67%에 해당하는 매우 적은 액체 공기 생산량에도 불구하고 액체 공기 1 kg당 에너지비용이 가장 낮다. 그러나 적은 생산량으로 인해, 1회 편도 항해를 기준으로 운송할 수 있는 액체 공기량이 4가지 case 중 가장 적다. 즉, LNG 운반선 항해를 위해 동일한 기회비용을 지불하지만 선적된 액체 공기량이 적기 때문에 액체 공기 1 kg당 운송비용이 \$0.0518/kg로 가장 높은 값을 가지게 된다. 제안 공정의 각 Case를 비교해보면 액체 공기 생산량이 증가할수록 1 kg당 에너지비용은 증가하지만 1 kg당 운송비용이 감소하는 경향을 보인다. 이때 액체 공기 생산량의 증가에 따른 에너지비용의 증가폭보다 운송비용의 감소폭이 더욱 큰 경우 총괄비용이 감소하게 된다. 따라서 Base case와 Case1을 비교했을 때, 액체 공기 생산량이 2배 이상으로 증가했지만 에너지비용의 증가폭이 상대적으로 작아 Base case 대비 Case1의 총괄비용이 36.8% 감소한다. 마찬가지로 Case3의 경우 Case2와 비교하여 \$0.002/kg만큼 높은 에너지비용이 요구되나 운송비용의 절감폭이 더욱 커 Case2 대비 총괄비용이 5.4% 감소하게 된다. 즉, 에너지비용과 운송비용을 모두 고려한 총괄 비용측면에서 봤을 때, Case3가 경제적으로 가장 유리함을 확인할 수 있다. 최종적으로 Case3를 선택하여 공정을 운전할 경우 Base case에 비해 \$0.0223 적은 비용으로 액체 공기를 생산 및 운송할 수 있다.

Table 15. Condition of LNG transportation cost calculation

Object	Value
LNG carrier capacity [27]	145,000 m <sup>3</sup>
LNG mass	66,805,389 kg
Liquid air mass of Base case	15,813,886 kg
Liquid air mass of Case1	33,349,163 kg
Liquid air mass of Case2	50,104,042 kg
Liquid air mass of Case3	66,805,389 kg
Electricity wholesale price [26]	\$0.096/kWh
LNG carrier daily operation cost [27]	\$71,000/day
Distance between loading and unloading terminal [27]	5,000 mile
Carrier speed [27]	19 knot
LNG ship operating date	11.53 day

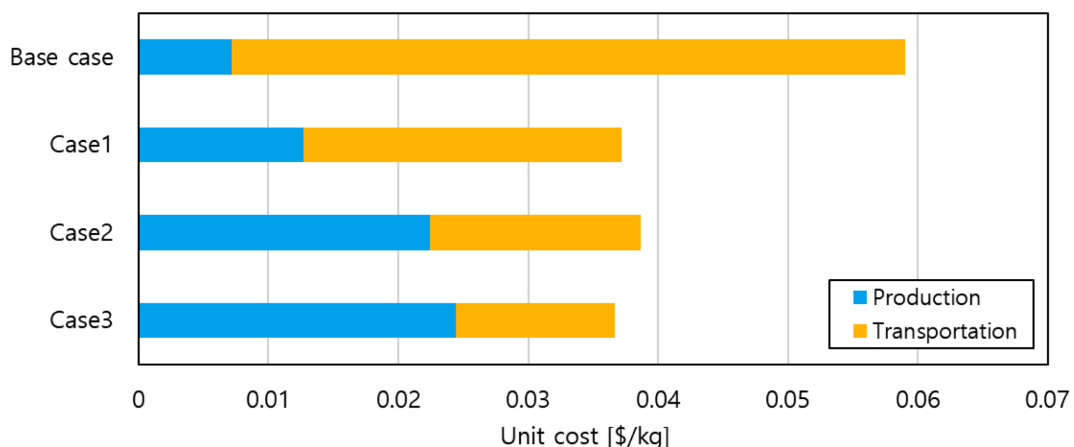


Fig. 8. Liquid air production and transportation cost of each case.

Table 16. Liquid air production and transportation cost

	Base case	Case1	Case2	Case3
$C_{prod}$ (\$/kg)	0.0072	0.0127	0.0224	0.0244
$C_{trans}$ (\$/kg)	0.0518	0.0245	0.0163	0.0123
$C_{total}$ (\$/kg)	0.0589	0.0372	0.0387	0.0366

## 5. Conclusion

본 연구는 LNG 재기화 과정에서 낭비되는 냉열을 회수하고 이를 통해 생산한 액체 공기를 LNG 운반선 내 멤브레인 탱크에 저장하여 운송하는 새로운 LNG supply chain을 제안하였다. 멤브레인 탱크의 최대 저장 압력은 C-type tank에 비해 매우 낮기 때문에 목표 저장 압력인 1.3 bar로 공기를 팽창시키는 과정에서 많은 양의 공기가 기화되기 때문에 더 낮은 온도까지의 냉각이 필요하다. 따라서 액체 공기 생산량의 증가를 위해 질소 냉매를 이용하여 공기를 과냉시키는 시스템을 추가한 공정을 설계하고 열역학적 및 경제적 관점에서 비교 및 분석하였다. Base case는 주로 LNG 재기화 과정에서 생산된 에너지를 이용하여 공기를 액화시키는 반면 제안 공정은 질소 냉매 사이클에 외부 에너지를 다량 투입하기 때문에 액체 공기 1 kg을 생산하는데 필요한 에너지가 더욱 높게 나타난다. 제안 공정 내에서도 액체 공기 생산량이 높은 Case일수록 액체 공기 1 kg을 생산하는데 더 많은 에너지가 요구되는 경향을 확인하였다. 이는 후속 연구를 통해 액체 공기 대규모 생산에 적합한 냉매 사이클을 탐색 및 적용함으로써 액체 공기 생산에 대한 효율 개선이 가능할 것으로 판단된다. 엑서지 측면에서 Base case는 다량의 부분 기화로 인해 상당한 양의 엑서지 손실이 발생하지만, Case1은 질소 냉매 사이클의 도입을 통해 부분 기화량을 감소시킴으로써 Base case에 비해 높은 엑서지 효율을 보인다. 반면 Case2와 3는 공정 내 공기 유입량의 증가로 인해 질소 냉매 사이클의 규모가 증가하게 됨으로써 Case1에 비해 낮은 엑서지 효율을 보인다. 경제적 관점에서 봤을 때, 액체 공기의 생산량이 증가함에 따라 1 kg 당 에너지비용이 증가하지만 1 kg 당 운송비용이 감소한다. 즉, 열역학적 측면에서 Case 3의 효율이 다소 낮게 나타나지만, 액체 공기 1 kg을 생산 및 운송하는 총괄 비용 측면에서 가장 유리하다고 판단된다. 최종적으로 Case3를 선택하여 공정을 운전할 경우 Base case에 비해 \$0.0223 적은 비용으로 액체 공기를 생산 및 운송 할 수 있다. 또한 저장된 액체 공기가 이후 천연가스 액화 공정의 극저온 냉매를 부분 대체함으로써 추가적인 경제성 향상을 가능하게 할 수 있다. 따라서 후속 연구에서 생산하는 액체 공기의 양이 공기 액화 공정과 천연가스 액화 공정의 효율과 비용에 미치는 영향에 대한 분석이 필요하다고 판단된다. 또한 공정의 투자비를 고려한 경제성 평가를 통해 전체 LNG 공급망의 경제적 타당성 평가가 필요하다. 천연가스 수요가 증가하는 현 상황에서, 본 연구는 LNG 냉열을 활용하여 생산된 액체 공기를 비어 있는 LNG 운반선을 통해 LNG 생산지로 수송하여 천연가스 액화 공정의 극저온 냉매로 사용하는 새로운 LNG 가치 사슬에, 가장 널리 사용되는 멤브레인 탱크를 통한 운송을 가능하게 하는 공기 액화 공정을 제시함으로써 LNG 냉열을 활용한 지속가능한 천연가스 공급망 개발에 기여할 수 있을 것으로 기대된다.

## 감 사

본 연구는 부산대학교 기본연구지원사업(2년)에 의한 연구임.

## Reference

1. Climate Action Tracker. "Foot off the gas: increased reliance on natural gas in the power sector risks an emission lock-in," CAT

- decarbonisation series (2017).
2. ExxonMobil, "2019 Outlook for Energy: A perspective to 2040" (2019).
3. Mokhtab, S., Mak, J. Y., Valappil, J. V. and Wood, D. A., "Handbook of Liquefied Natural Gas," Gulf Professional Publishing(2013).
4. International Gas Union (IGU), "World LNG report," (2020).
5. KOREA ENERGY AGENCY, "Energy Statistics Handbook," (2020).
6. GIIGNL, "The LNG Industry: GIIGNL Annual Report 2019," (2019).
7. Szargut, J. and Szczygiel, I., "Utilization of the Cryogenic Exergy of Liquid Natural Gas (LNG) for the Production of Electricity," *Energy*, **34**(7), 827-837(2009).
8. Messineo, A. and Panno, G., "LNG Cold Energy Use in Agro-food Industry: a Case Study in Sicily," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, **3**(1), 356-363(2011).
9. Xu, J. and Lin, W., "A CO<sub>2</sub> Cryogenic Capture System for Flue Gas of An LNG-fired Power Plant," *International Journal of Hydrogen Energy*, **42**(29), 18674-18680(2017).
10. Yun, S. and Yoon N., "Performance Improvement of Precooling Process and Cold Box in Hydrogen Liquefaction Process Using LNG Cold Energy," *Journal of the Korean Institute of Gas*, **24**(4), 56-61(2020).
11. Han, D. and Baek Y., "Process Analysis and Simulation for System of Air Liquefaction Separation Using LNG Cold Energy," *Korean Hydrogen and New Energy Society*, **30**(3), 276-281(2019).
12. Li, Y. and Luo, H., "Integration of Light Hydrocarbons Cryogenic Separation Process in Refinery Based on LNG Cold Energy Utilization," *Chemical Engineering Research and Design*, **93**, 632-639(2015).
13. Peng, X., She, X., Li, C., Luo, Y., Zhang, T., Li, Y. and Ding, Y., "Liquid Air Energy Storage Flexibly Coupled with LNG Regasification for Improving Air Liquefaction," *Applied Energy*, **250**, 1190-1201(2019).
14. Zhang, T., Chen, L., Zhang, X., Mei, S., Xue, X. and Zhou, Y., "Thermodynamic Analysis of a Novel Hybrid Liquid Air Energy Storage System Based on the Utilization of LNG Cold Energy," *Energy*, **155**, 641-650(2018).
15. Park, J., You, F., Mun, H. and Lee, I., "Liquefied Natural Gas Supply Chain Using Liquid Air as a Cold Carrier: Novel Method for Energy Recovery," *Energy Conversion and Management*, **227**, 113611(2021).
16. Lee, I., Park, J., You, F. and Moon, I., "A Novel Cryogenic Energy Storage System with LNG Direct Expansion Regasification: Design, Energy Optimization, and Exergy Analysis," *Energy*, **173**, 691-705(2019).
17. International Maritime Organization, "International Code for the Construction and Equipment of Ships Carrying Liquefied Gases in Bulk: IGC Code," (1993).
18. Korea Evaluation Institute of Industrial Technology, "LNG Fueled-ship and Bunkering Technical Roadmap," (2015).
19. Mordor Intelligence. "LNG Carriers Market - Growth, Trends, and Forecast (2020 - 2025)," (2019).
20. Bala Parandhama Raju M., T. Mastaniah., "Design of Liquid Oxygen Storage Tank with Welded Joints & Its Safety," *International Journal of Modern Engineering Research*, **5**, 5-10(2015).

21. Lee, I., Park, J. and Moon, I., "Conceptual Design and Exergy Analysis of Combined Cryogenic Energy Storage and LNG Regasification Processes: Cold and Power Integration," *Energy*, **140**, 106-115(2017).
22. Gómez, M. R., García, R. F., Gómez, J. R. and Carril, J. C., "Thermodynamic Analysis of a Brayton Cycle and Rankine Cycle Arranged in Series Exploiting the Cold Exergy of LNG (liquefied natural gas)," *Energy*, **66**, 927-937(2014).
23. Shallcross, D., "Handbook of Psychrometric Charts: Humidity Diagrams for Engineers," Springer Science & Business Media, (2012).
24. Zhan, Y., Wang, J., Wang, W. and Wang, R., "Dynamic Simulation of a Single Nitrogen Expansion Cycle for Natural Gas Liquefaction Under Refrigerant Inventory Operation," *Applied Thermal Engineering*, **128**, 747-761(2018).
25. Kotas, T. J., "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis," 2013.
26. Electric Power Statistics Information System, "Power Market Performance analysis," (2020).
27. Kamalinejad, M., Sheykhbahaee, A. and Mazaheri, S., "Financial Feasibility Study between Purchasing and Hiring LNG Carrier In Iranian LNG Industry," *International Journal of Coastal and Offshore Engineering*, **1**, 25-31(2016).