

Design of BOG re-liquefaction system of 20,000 m³ liquid hydrogen carrier

Byeongchang Byeon^a, Hwalong You^b, Dongmin Kim^a, Keun Tae Lee^{*a}, Mo Se Kim^a, Gi Dock Kim^a, Jung Hun Kim^a, Sang Yoon Lee^a, and Deuk Yong Koh^a

^a LNG and Cryogenic Technology Center, Korea Institute of Machinery & Materials, Kimhae, Korea

^b Department of Energy Plant Technology, Korea Institute of Machinery & Materials, Daejeon, Korea

(Received 11 July 2023; revised or reviewed 6 September 2023; accepted 7 September 2023)

Abstract

This paper presents the design of a re-liquefaction system as a BOG (boil-off gas) handling process in liquid hydrogen transport vessels. The total capacity of the re-liquefaction system was assumed to be 3 ton/day, with a BOR (boil-off rate) of 0.2 %/day inside the cargo. The re-liquefaction cycle was devised using the He-Brayton Cycle, incorporating considerations of BOG capacity and operational stability. The primary components of the system, such as compressors, expanders, and heat exchangers, were selected to meet domestically available specifications. Case studies were conducted based on the specifications of the components to determine the optimal design parameters for the re-liquefaction system. This encompassed variables such as helium mass flow rate, the number of compressors, compressor inlet pressure and compression ratio, as well as the quantity and composition of expanders. Additionally, an analysis of exergy destruction and exergy efficiency was carried out for the components within the system. Remarkably, while previous design studies of BOG re-liquefaction systems for liquid hydrogen vessels were confined to theoretical and analytical realms, this research distinguishes itself by accounting for practical implementation through equipment and system design.

Keywords: BOG liquefaction, hydrogen liquefaction, liquid hydrogen, cryogenic engineering, liquid hydrogen carrier

1. 연구 배경

오늘날의 기후 변화, 화석연료 고갈 등과 같은 전지구적 이슈를 해결하기 위해, 세계 각국은 탄소배출을 줄여나가는 데에 노력을 기울이고 있다. 그 일례로, 2016년에 체결된 파리기후변화협정은 지구온난화에 대비하여 온실가스를 절감하는 데 동참하는 전 지구적인 합의안으로써, 195개국이 협정에 가입하였다[1]. 우리나라는 본 협정에서 2030년까지 2017년 대비 온실가스를 24.4% 감축하겠다는 목표를 제시하였다. 이러한 움직임의 일환으로, 우리나라는 연소과정에서 탄소가 배출되지 않는 청정에너지인 수소의 활용을 적극 추진하고 있다. 수소를 국가 전반의 에너지원으로 사용하도록 하는 '수소경제 활성화 로드맵'이 정부의 주도에 의해 지난 2019년에 수립되었고, 또한 '수소경제 육성 및 수소 안전관리에 관한 법률'이 2020년에 제정되면서 본격적으로 수소사회로의 이행이 진행되고 있다[2].

수소 사회로의 이행은 선박 업계에도 영향을 미치고 있다. 앞서 언급한 수소경제활성화 로드맵에서는 수소선박에 대한 미래전략을 연안선박과 대양선박으로 나누어 구체적으로 제시하였다. 연안선박의 경우 연료전지 시스템 개발, 기술 검증, 민간분야 확대를 2027년까지 추진하고 있으며, 대양선박의 경우 유사한 전략을 2030년까지 추진하고 있다. 뿐만 아니라 액체수소 병커링 인프라, 법/제도 지원 등을 동시에 추진하고도 있는 실정이다[3]. 수소경제 활성화 로드맵에 따르면 2040년에

필요로 하는 수소 공급량은 총 526만 톤/년에 이른다. 이는 국내 수소 생산량만으로는 공급 수요 충족에 한계가 있을 것으로 사료된다. 때문에 해외 생산 수소를 수입하여 안정적인 수소 공급망을 구축하는 방안이 고려되고 있다[4].

액체수소 운송선을 통한 액체 수소 수입은 안정적인 수소 공급망 구축의 한 축을 담당하고 있다. 액체수소는 기체수소를 20 K의 극저온 환경으로 냉각하여 액화한 수소를 말한다. 액체수소는 상압 상온의 수소에 비하여 800배 높은 밀도로 저장할 수 있어, 대량의 수소 저장 공급 시스템에 가장 적합한 형태 중 하나로 꼽힌다. 액체수소는 대기압에서 저장이 가능하고 또 극저온 상태로 저장하기 때문에 그 폭발 위험성이 고압기체수소 대비 현저하게 낮은 장점이 있다. 운송 비용, 충전소 설치 면적, 900 bar 압축 시 전력 소모량 등 공급망 운용 측면에서도 경제성이 높아 상용차, 열차, 비행기, 선박 등의 중대형 모빌리티 분야에 활용될 가능성이 가장 높다.

액체 수소의 끓는점은 20 K 정도의 극저온 환경이기 때문에, 외부의 열 침입에 의해 BOG(Boil Off Gas)가 필연적으로 발생하게 된다. 액체수소 화물창 내에서 BOG가 발생하게 되면 화물창의 압력이 상승하기 때문에, 선박에서는 이 BOG를 처리하여 화물창 내 압력조건을 유지하여야 한다. BOG를 처리하는 방법에는 대기 방출, 연소, 연료 사용, 재액화 등이 있는데, 본 논문에서는 값비싼 연료인 수소의 경제성을 고려하였을 때 재액화 시스템을 적용하는 것이 BOG 처리에 적합할 것으로 보고 연구를 진행하였다.

그동안 국내에서 이루어진 액체수소 선박용 BOG 재액화 시스템에 대한 연구는 이론적, 해석적으로만 수행되었으며, 그

* Corresponding author: ktlee@kimm.re.kr

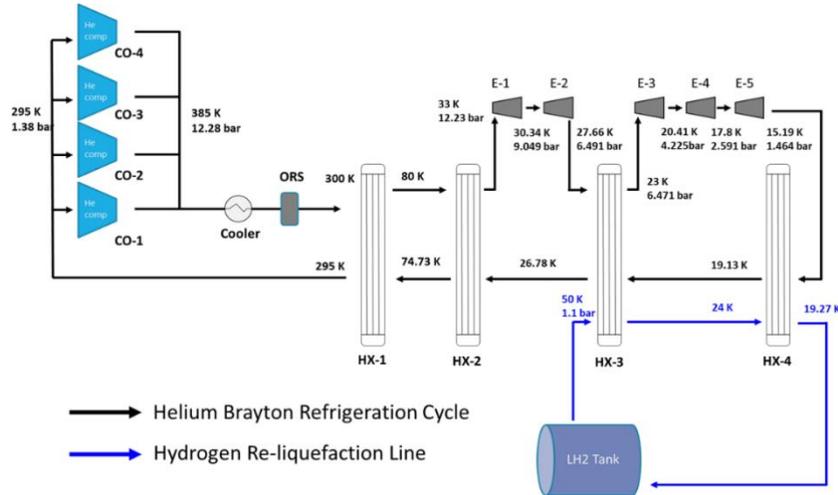


Fig. 1. Schematic Diagram of Re-liquefaction Cycle.

실증을 고려한 연구는 미비한 실정이다[4-6]. 그리하여 본 논문에서는, 액체수소 선박용 BOG 재액화 시스템을 실증하는데 초점을 두어 그 시스템을 설계하였으며, 현재 국내에서 수급 가능한 기자재의 사양을 적용하여 실증 가능성을 높이고자 하였다. 이는 선박 건조 전, 육상 혹은 선상 테스트베드에서 재액화 시스템 실증의 전 단계로써 그 의미가 있다. 또한, 본 시스템의 각 기자재의 액서지 파괴 및 효율을 분석하여, 어느 부분이 액서지 변화에 큰 영향을 야기하는 지 파악하였다.

2. 액체수소 운송선박 BOG 재액화 시스템

2.1. 선박 제원 및 재액화 용량 선정

본 논문에서 다룬 액체수소 운송선박의 제원은 현재 HD한국조선해양에서 개발중인 20K 급 액화수소 운반선을 참고로 하여 선정되었다[7]. 선박에는 3개의 Membrane Type LNG Tank가 적용되며 각 탱크의 용적은 6,700 m³이다. 총 20,100 m³의 본 선박의 화물창에는 1.1 barA 및 20 K의 조건으로 액체 수소가 저장 및 운반된다. 또한, 본 선박은 호주의 수소 생산기지에서부터 국내의 수소 인수기지까지 약 6000 해리(11,112 km)가량을 평균 13 knot(24.1 km/h)의 속도로 약 20 일간 항해하는 경로를 상정하였다. 액체수소 운송선의 BOG 재액화 용량 결정을 위해, 일반적인 진공단열 방식을 적용하여 액체수소 화물창 내부에서 하루에 0.2 %의 BOR이 발생한다고 가정하였다[8][9]. 화물창에 액체 수소가 98% 하역되었을 때 발생하는 BOG는 하루에 약 2.75 ton으로 산출되며, 여기에 설계 마진 약 10 %를 적용하여 재액화 시스템의 총 용량은 3 ton/day로 설계되었다. 선박, 화물창 및 BOG 조건은 Table 1. 과 같다.

2.2. 재액화 사이클 공정 설계

수소 액화 사이클은 통상 소용량(0~5 ton/day)에서는 He-Brayton cycle이 유리하며, 그 이상의 대용량(5 ton/day 이상)에서는 Claude cycle이 유리한 것으로 알려져 있다. 이에 본 논문에서는 액체수소운송선의 BOG 용량(3 ton/day), 운용 안전성, 효율적 운영 요소들을 고려하여 헬륨(He)을

작동유체로 사용하는 He-Brayton cycle을 재액화 사이클로 선정하였다. 재액화 시스템의 설계 및 시뮬레이션은 ASPEN HYSYS V.12를 이용하여 수행되었다. 재액화 시스템의 개념도는 Fig. 1.과 같고, HYSYS 시뮬레이션 모델은 Fig. 2.와 같다. 한편 본 시스템의 T-s 선도는 Fig.3 과 같다. ① ~ ③은 헬륨 압축 및 상온으로 냉각되는 과정이며, ③ ~ ⑤는 HX-1, HX-2를 통한 열교환 과정이다. ⑤ ~ ⑥은 E-1, E-2에서의 팽창 과정이고, ⑥ ~ ⑦은 HX-3에서의 열교환 과정이다. ⑦ ~ ⑧은 팽창 과정이며, 이때 최저 온도에 도달한다. ⑧ ~ ⑫는 열교환기를 거치며 상온으로 복귀하는 과정이다.

액체수소 운송선 BOG 재액화 시스템은 ‘헬륨 브레이튼 냉동 사이클(검정 실선)’과 ‘수소 재액화 라인(파란 실선)’으로 구성되어 있다. 4대의 압축기(CO-1, CO-2, CO-3, CO-4)가 병렬로 연결된 압축부에서 압축된 헬륨은 Cooler, ORS,

TABLE 1
SPECIFICATION OF LIQUID HYDROGEN CARRIER

Storage condition		
Tank type	type	Membrane Type Tank
Tank capacity	m ³	6,700
Tank quantity	EA	3
Charge condition		
Pressure	barA	1.1
Temperature	K	20.0
Density	kg/m ³	69.8
Capacity	ton	1403
Filling ratio		
Laden voyage	%	98
Ballast voyage	%	5
Boil-off gas(Laden voyage)		
BOR	%/day	0.2
BOG generation	ton/day	2.75
Re-liquefaction capacity	ton/day	3.00

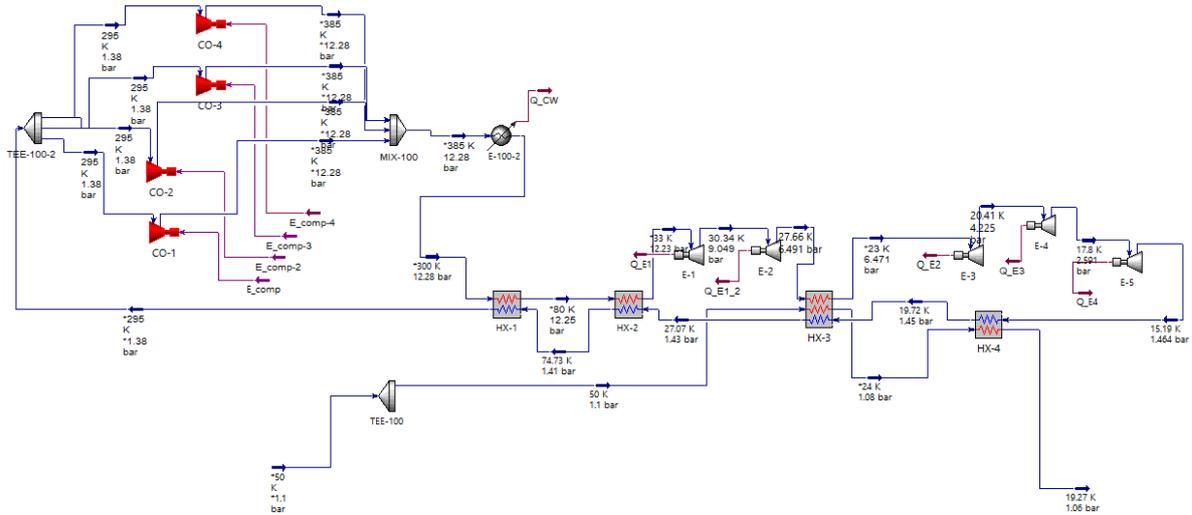


Fig. 2. ASPEN HYSYS Modeling of Re-liquefaction Cycle.

열교환기(HX-1, HX-2)를 거쳐 33 K까지 냉각된다. ORS는 압축 과정에서 혼합된 오일을 포집하여 고순도의 헬륨을 얻는 장치이다. 이후 1단 팽창부(E-1, E-2)에서 감압된 후 열교환기(HX-3)를 거쳐 23 K까지 냉각된다. 그리고는 2단 팽창부(E-3, E-4, E-5)에서 또 한 번 감압된 후 15 K 부근에 최종 도달하여 수소와 열교환을 하게 된다. 한편 수소 재액화 라인에서는, 액체수소 운송선의 화물창에서 발생한 50 K의 BOG가 열교환기 HX-3를 거쳐 24 K까지 냉각된다. 이후 HX-4에서 헬륨과 열교환하여 최종적으로 19 K 부근의 액상의 수소를 얻게 된다. 본 해석에서 활용한 헬륨은 NIST Refprop의 물성치를 적용하였고, 수소는 Modified Benedict-Webb-Rubin(MBWR) 물성치를 적용하였다. 또한, 20 K의 액체수소 화물창에서 발생한 BOG는 재액화 공정에 투입되기 전까지 P-O 변환을 할 충분한 시간이 없다고 판단되어, Para 수소 95 % 및 Ortho 수소 5 %의 혼합물로 가정하고 해석을 진행하였다.

2.3. 재액화 시스템 핵심 기자재 사양

본 논문의 재액화 시스템을 구성하는 기자재들은 실증 가능성에 초점을 두어 현재 국내에서 수급 가능한 사양으로 선정되었다. 가장 먼저, 압축기는 독일 KAESER

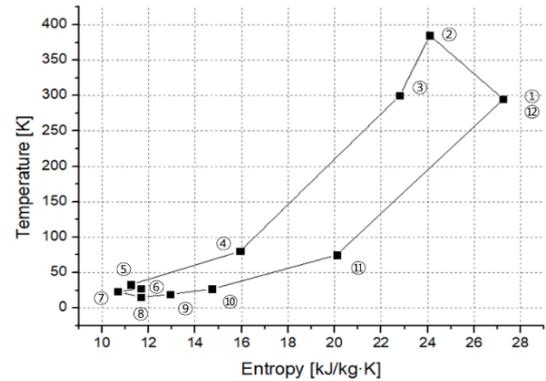


Fig. 3. T-s Diagram of Re-liquefaction Cycle.

Kompressen의 헬륨 압축기 제품으로 선정하였고 그 사양은 Table 2.와 같다. Oil Flooded Screw 유형인 본 압축기의 최대 질량유량은 200 g/s이며, 최대 압축비는 10, 최대 토출 압력은 14 bar이다. 이러한 조건에 맞추어, 본 시스템에서는 압축기 1대 당 질량유량을 180 g/s, 압축비를 8.9, 토출압을 12.28 bar로 설계하였다. 압축기의 입구 온도는 295 K으로, 출구 온도는 385 K으로 설정하였고, 이 때 소모동력은 552 kW이다. 본 시스템에서는 4대의 압축기가 병렬로 연결되어 사용되며, 등엔트로피 효율은 70% 이다.

팽창기는 체코 ATEKO의 Turbo Cryogenic Expander 제품으로 선정하였고, 그 사양은 Table 3.와 같다. Eddy Current Brake Type의 팽창기이며, 본 시스템에서는 총 5대가 사용된다(1단 팽창부에 2대 직렬, 2단 팽창부에 3대 직렬, Fig 1. 참조). 팽창기의 최대 소산 에너지(Dissipated Energy)는 10 kW이며, 본 시스템에서는 각 팽창기 당 9.4~10.0 kW의 소산 에너지를 갖는다. 이때 팽창기를 흐르는 헬륨의 질량유량은 720 g/s, 그리고 팽창비는 1.35 ~ 1.76의 값을 갖는다. 열교환기는 알루미늄 소재의 Plate & Fin Type(BAHX) 제품으로 선정하였고, Table 4. 에 기술된 공정 데이터로 주문 제작 및 수급이 가능하다. 제작 업체로는 독일의 Linde, 프랑스의 Fives Cryo, 미국의 Charts, 일본의 Sumitomo, Kobelco 등이 있다.

TABLE 2
SPECIFICATION OF COMPRESSORS

Item	Unit	Value
Type	-	Oil-Flooded Screw
Mass flow rate	g/s	180
Operating Pressure	Inlet	1.38
	Outlet	12.28
Compression ratio	-	8.9
Operating Temperature	Inlet	295
	Outlet	385
Power consumption	kW	552
Isentropic Efficiency	%	70

TABLE 3
SPECIFICATION OF EXPANDERS

Item	Unit	Value				
		E-1	E-2	E-3	E-4	E-5
Mass flow rate	g/s	720				
Operating Pressure	Inlet	12.2	9.05	6.48	4.23	2.60
	Outlet	9.05	6.50	4.23	2.60	1.47
Expansion ratio	-	1.35	1.39	1.53	1.62	1.76
Operating Temperature	Inlet	33	30.3	23	20.4	17.8
	Outlet	30.3	27.6	20.4	17.8	15.2
Power dissipation	kW	10	10	9.4	9.4	9.4
Isentropic Efficiency	%	70	70	70	70	70

TABLE 4
SPECIFICATION OF HEAT EXCHANGERS

Item	Unit	Value			
		HX-1	HX-2	HX-3	HX-4
Hot stream inlet		300.0	80.00	27.68	-
Hot stream outlet		80.0	33.00	23.0	-
Temperature	hydrogen inlet	-	-	50.0	24.0
	hydrogen outlet	-	-	24.0	19.4
Cold stream inlet		74.7	27.07	19.7	15.2
Cold stream outlet		295.0	74.73	27.07	19.7
Hot stream inlet		12.2	12.2	6.5	-
Hot stream outlet		12.2	12.2	6.4	-
Pressure	hydrogen inlet	-	-	1.1	1.0
	hydrogen outlet	-	-	1.0	1.0
Cold stream inlet		1.4	1.4	1.4	1.4
Cold stream outlet		1.3	1.4	1.4	1.4
Heat rate	kW	826.1	179.2	27.8	17.2

3. 재액화 시스템 공정 설계를 위한 Case Study

2.3절에서 선정된 기자재를 이용하여 3 ton/day 급 액화 사이클을 실증하는 데 고려해야 할 변수는 헬륨 냉동 사이클의 질량유량, 압축기 입구 압력 및 압력비, 압축기 및 팽창기의 수량과 출력 등이 있다. 수소 downstream(HX-4 수소 outlet을 뜻함)에서 액상의 수소를 얻어냄과 동시에 경제성과 실증 가능성을 만족할 수 있는 변수들을 아래의 case study를 통해 결정하였다.

3.1. 헬륨 질량 유량의 변화

헬륨 냉동 사이클의 적절한 질량유량 범위를 결정하기 위한 Case Study의 결과는 Fig. 4와 같다. 가령 헬륨의 질량유량이 너무 적게 되면, 수소 BOG와 극저온 헬륨의 열교환기에서 3 ton/day의 수소를 충분히 액화할 만큼 냉열을 제공해주지 못하기 때문에 열교환기를 통과한 수소가 완전한 액상이 되지 못한다. 한편, 헬륨의 질량유량이 너무 많게 되면 열교환 및 팽창부를 통해 헬륨의 온도가 충분히 낮아지지 못하여, 이 또한

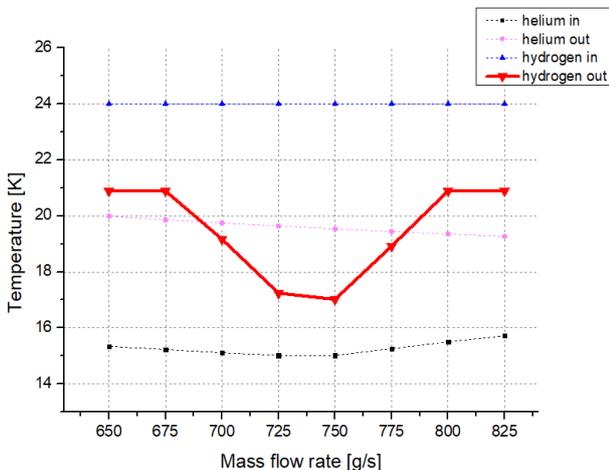


Fig 4. Inlet and Outlet Temperature of HX-4 by Mass Flow Rate of Helium.

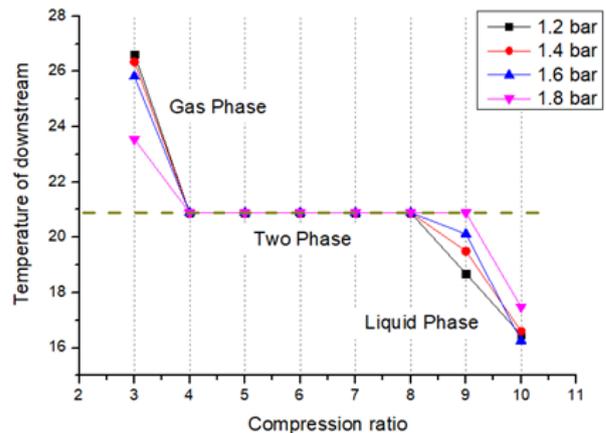


Fig. 5. Hydrogen Downstream Temperature by Inlet Pressure and Compression Ratio of Compressor.

수소를 완전한 액상으로 얻어내지 못하게 되는 원인이 된다. 또한, 헬륨의 질량유량이 많아지게 되면 그만큼 압축기를 병렬로 추가해야 하는 부담이 있다. 앞서 살펴본 이유들로 인해, 헬륨 냉동 사이클에서 적절한 질량유량의 범위를 도출하는 것이 중요하다 할 수 있다.

Fig. 4은 열교환기 HX-4의 입출구 온도를 질량유량의 변화에 따라 나타난 그래프인데, 그림의 빨간 실선(hydrogen out)의 추이를 보면 수소가 최종적으로 액화되는 지에 대한 여부를 알 수 있다. 질량유량이 675 g/s 이하이거나 800 g/s 이상일 때는 수소의 온도가 20.89 K으로 이상(two-phase) 영역에 해당하므로 완벽한 액상을 얻을 수 없는 것으로 계산되며, 700 g/s부터 775 g/s 사이의 질량유량에서 20 K 미만의 액체 수소를 얻어낼 수 있는 것으로 계산된다. 한편, 수소의 질량유량이 커지면 그만큼 팽창기의 동력부담이 커지기 때문에, 본 시스템에서는 적절한 헬륨 질량유량을 720 g/s 으로 설정하고 모델링을 진행하였다. 2.3절에서 살펴본 것처럼 본 시스템의 압축기 1대의 한계 질량유량이

200 g/s 이므로, 본 시스템에서는 총 4대의 압축기가 필요할 것으로 사료된다.

3.2. 압축기 입구 압력 및 압력비 변화

앞선 결과 마찬가지로, 완전한 액상의 수소를 얻기 위해서는 적절한 압축기 입구 압력과 압력비의 범위 역시 도출되어야 한다. 이를 위한 시뮬레이션의 결과는 Fig 5와 같고, 입구압력과 압축비에 따른 수소 downstream의 온도 변화를 볼 수 있다. 입구 압력을 1.2 bar 부터 1.8 bar 까지, 압축비를 3부터 8까지 변화시키며 적정값을 도출하였다. 입구압력이 대기압과 비슷하게 되면 대기로부터의 음압이 발생할 수 있기 때문에 1.2 bar를 그 시작 값으로 설정하였다. 헬륨 냉동 사이클의 질량 유량은 720 g/s 으로 고정하였다. 압축비가 3일 때는, 입구압력에 상관없이 downstream에서 기상의 수소를 얻게 되며, 압축비 4부터 8가지도 이상(two-phase)의 수소를 얻게 됨을 알 수 있었다. 한편 압축비가 9인 경우 입구압력 1.2 bar ~ 1.6 bar 에서 액체 수소를 얻을 수 있고, 압축비가 10인 경우에는 입구압력에 관계없이 액체를 얻을 수 있는 것으로 계산되었다. 한편, 2.3절에서 선정한 압축기의 한계 토출 압력이 14 bar이고 압력비가 10 이므로, 한계점에서의 마진을 고려하여 적정 입구압력과 압력비를 설정하였다. 그 결과로 1.38 bar의 입구압력, 8.9의 압력비, 12.82 bar의 토출 압력을 적정 작동 조건으로 선정하였다.

3.3. 팽창기 출력 및 구성 변화

2.3 절에서 살펴본 것처럼, 현재 국내에서 수급 가능한 극저온 팽창기의 소산 에너지는 최대 10 kW 수준이다. 이 팽창기를 이용하여, 본 논문의 헬륨 브레이크 사이클에서의 2단 팽창부를 구성하려고 할 때 적절한 팽창기의 수량 및 연결 방법을 도출하기 위해 Case Study를 진행하였다. 사이클 내 팽창기의 출력 합이 15 kW에서 55kW까지 변화할 때 수소의 downstream의 온도를 살펴보고, 결과는 Fig. 6과 같다. 이때 1단 팽창부와 2단 팽창부의 출력은 같다고 가정하였다. 팽창기의 출력 합이 15 kW인 경우, 수소는 downstream에서 기체상으로 산출되었고, 출력이 20 kW ~ 45 kW 인 경우 20.89 K 의 이상 영역으로 산출되었다. 팽창기의 출력이 증가할수록 건도는 낮아졌다. 팽창기의 출력이 50kW 인 경우 비로소 downstream에서 액상의 수소를 얻을 수 있었고, 55kW 으로

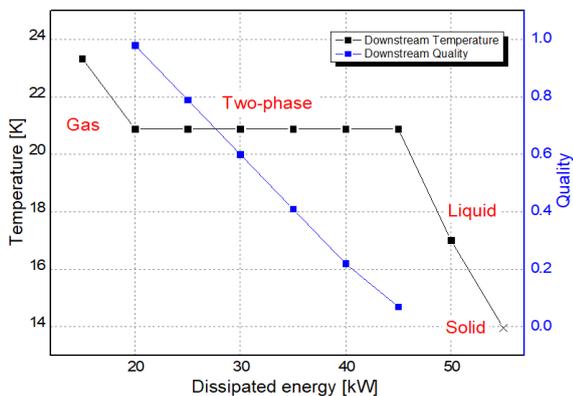


Fig. 6. Hydrogen Downstream Temperature and Quality by Dissipated Energy of Expander.

증가하면 수소가 고화됨을 알 수 있었다. 따라서 본 시스템에서 3 ton/day 의 수소를 액화하기 위해서 필요한 팽창기의 출력은 최소 50 kW 임을 알 수 있었고, 이는 팽창기 5대에 해당한다. 그보다 더 많은 대수의 팽창기는 최대 출력을 낸다고 가정했을 때 수소의 고화를 유발하여 불필요한 것으로 해석되었다.

팽창기의 대수가 5대일 때, 1단 및 2단 팽창부를 어떻게 구성할 지에 대한 Case Study를 진행하였다(Table 5.). 팽창기 구성에 있어서 고려해야 할 점은 크게 세 가지가 있다. (1) 수소 downstream에서 액상의 수소를 얻어내는 것이며 (2) 팽창기의 신뢰성을 위해 팽창비가 통상 2.5 이하여야 하고 (3) 열교환기 내의 Temperature Cross를 방지하여야 한다. Case 1은 1단부에 2단 직렬, 2단부에 3단 직렬 연결되어 있는 형태이며, 액상의 수소를 얻어낼 수 있고 열교환기의 Temperature Cross도 일어나지 않았으며 팽창비도 모두 1.8 이하로 모든 조건을 만족하였다. 이러한 이유들로 최종적으로 본 재액화 시스템에서 Case 1을 팽창기 구성으로 채택하였다. 한편 1단부에 2단 직렬, 2단부에 3단 직렬 연결한 Case 2는, 액상의 수소를 얻을 수 있고 팽창비도 조건을 만족하였지만, HX-4에서 Temperature Cross가 일어나는 문제가 존재하였다. 또, Case 3 및 Case 4에서는 2단부에서 병렬 연결한 팽창기의 팽창비가 2.5를 초과하는 문제점이 있었다. 한편, 여기서 1단부의 2단 병렬 연결 시 그 팽창비가 1.9인 점을 발견하여 1단부에 2단 병렬, 2단부에 3단 직렬 연결한 Case 5를 해석해보았고 그 결과 세 가지 조건을 모두 만족하는 적절한 구성으로 판단되었다. 팽창기 대수의 분배가 더 균일하지 않은 Case 6의 경우는 액상의 수소를 얻을 수 없어 부적절한 것으로 사료되었다. 이러한 Case Study를 통해 본 시스템에 필요한 팽창기 출력 범위를 도출하고 이를 통해 필요한 팽창기의 대수를 산정하였으며, 그 때 필요한 팽창기의 적절한 구성 방법을 선정하였다.

TABLE 5
ANALYSIS OF EXPANDERS ARRAY

Case no.	Figure of Expanders	Remark
1		Appropriate configuration
2		HX-4 Temperature Cross
3		High Expansion Ratio (①1.9, ②5)
4		High Expansion Ratio (①1.9, ②2.55, ③1.76)
5		Appropriate configuration
6		Two-phase hydrogen of downstream

TABLE 6
EXERGY DESTRUCTION AND EXERGY EFFICIENCY EQUATION

Equipment	Exergy Destruction	Exergy Efficiency
Compressor	$\Delta Ex = \dot{m} \times (Ex_{in} - Ex_{out}) + W_{comp}$	$Eff = \frac{\dot{m} \times Ex_{out}}{\dot{m} \times Ex_{in} + W_{comp}}$
Heat Exchanger	$\Delta Ex = \Sigma[\dot{m} \times (Ex_{in} - Ex_{out})]$	$Eff = \frac{\dot{m} \times Ex_{in}}{\dot{m} \times Ex_{out}}$
Expander	$\Delta Ex = \dot{m} \times (Ex_{in} - Ex_{out}) - W_{exp}$	$Eff = \frac{\dot{m} \times Ex_{out} + W_{exp}}{\dot{m} \times Ex_{in}}$

4. 재액화 시스템 기자재 엑서지 분석

엑서지(Ex)는 가용성이라고도 하며, 주어진 에너지로부터 얼마만큼의 일을 해낼 수 있는가에 대한 개념이다. 외부 환경을 고려하였을 때 에너지가 얼마만큼 유용한지를 판단하는 척도로 사용되며, 엑서지 해석을 통해 시스템의 에너지 활용의 질과 양을 분석할 수 있다[10]. 엑서지는 외부 환경과의 상호작용에서 얻을 수 있는 가장 큰 일 또는 에너지로 정의되며, 이는 식 (1)로 나타낼 수 있다. 또한, 어떤 기계적 시스템 혹은 요소에서 파괴된 엑서지량은 식 (2)로 정의되며, 엑서지 효율은 식 (3)로 정의된다. 본 논문에서는 재액화 시스템의 주요 기자재인 압축기, 열교환기, 그리고 팽창기의 유용성을 분석하기 위해 엑서지 파괴량 및 엑서지 효율을 계산하였으며, 각 기자재에 해당하는 엑서지 파괴량 및 효율 계산식은 Table 6.과 같다[11].

$$Ex = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (1)$$

$$\text{Exergy Destruction} = \text{Total Exergy in} - \text{Total Exergy out} \quad (2)$$

$$\text{Exergy Efficiency} = \text{Total Exergy in} / \text{Total Exergy out} \quad (3)$$

주요 기자재별 엑서지 파괴량과 효율을 계산한 결과는 Fig 7. 상단 그래프와 같다. 압축기 1대당 엑서지 파괴량은 36.37 kW로 주요 기자재들 중 가장 낮은 값을 보였다. 상온에서 80 K 영역의 열교환을 담당하는 HX-1은 65.34 kW, 80 K 영역에서 30 K 부근 영역의 열교환을 담당하는 HX-2는 137.18 kW의 파괴량을 보였는데, 이는 주요 기자재 중 가장 큰 엑서지 파괴량에 해당한다. 30 K 부근 영역에서 20 K 초반 영역의 열교환을 담당하는 HX-3는 70.37 kW, 마지막으로 수소 액화를 담당하는 HX-4에서는 59.15 kW의 엑서지가 파괴되었다. 팽창기 쪽을 살펴보면, 1단 팽창부의 E-1에서 43.42 kW, E-2에서 47.03 kW가 파괴되었으며 2단 팽창부의 E-3에서 60.03 kW, E-4에서 68.69 kW, E-5에서 80.97 kW가 파괴되었다. 낮은 온도대역에서 운용될수록, 팽창비가 커질수록 엑서지 파괴량이 많았다. 기자재 별 엑서지 효율은 압축기에서 0.931로 가장 낮게 나타났고, 열교환기 및 팽창기에서는 모두 0.960 이상의 높은 효율을 나타내었다. 기자재 종류 별 엑서지 파괴량을 합산하여 비교한 결과는 Fig 7.의 하단 막대 그래프와 같은데, 열교환기 부가 가장 많은 파괴량을 보이고, 그 다음이 팽창기 부, 그리고 압축기 부가 제일 적은 파괴량을 보였다.

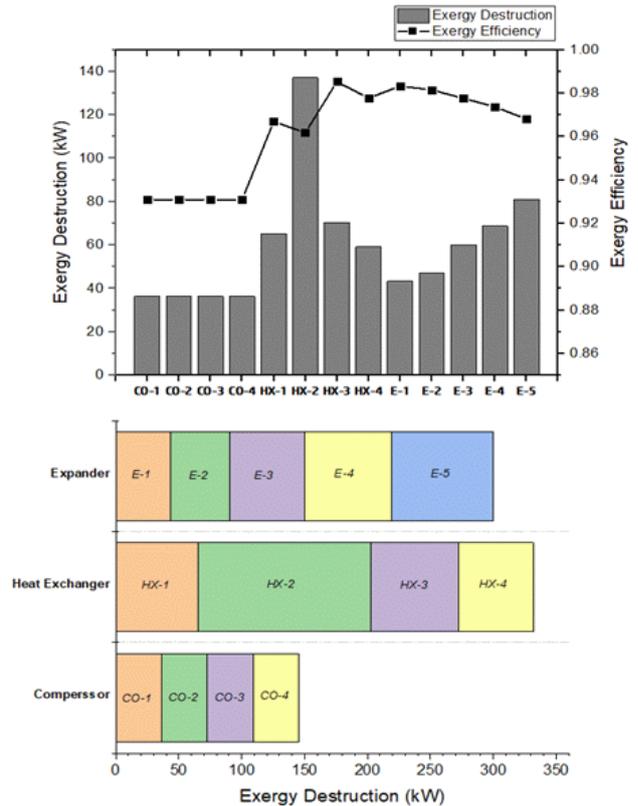


Fig. 7. Exergy Destruction and Efficiency of Components

5. 맺음말

본 논문에서는 20,000m³ 급 액체수소 운송선의 BOG 재액화 시스템의 실증을 고려한 설계가 이루어졌고, 시스템의 최적 공정 설계를 위한 Case Study가 진행되었다. 재액화 시스템의 주요 기자재들을 실제 수급이 가능한 사양으로 선정하였고, 각 주요 기자재 별 엑서지 파괴량 및 엑서지 효율에 대한 분석도 이루어졌다. 그동안 국내에서 이루어진 액체수소 선박용 BOG 재액화 시스템에 대한 설계 연구는 이론적, 해석적으로만 수행되었는데, 이에 반해 본 연구는 그 실증을 고려하여 기자재와 시스템 설계를 수행했다는 데에 의의가 있다. 본 연구의 결과를 다음과 같이 요약할 수 있다.

1) 20,000m³ 급 액체수소 운송선의 제원과 이를 바탕으로 한 재액화 용량을 선정하였다. 화물창 내부의 BOR을 0.2 %/day로 산정하여 재액화 시스템의 총 용량을 3

ton/day로 가정하였다. 재액화 사이클은 BOG 용량 및 운용 안정성등을 고려하여 He-Brayton Cycle로 설계하였으며, 시스템의 주요 기자재(압축기, 팽창기, 열교환기)를 국내에서 수급 가능한 사양의 제품으로 선정하였다.

2) 앞서 선정한 기자재의 사양을 바탕으로, 최적의 재액화 시스템 공정 설계를 위한 Case Study를 수행하였다. 이를 통해 헬륨 냉동 사이클의 적절한 질량유량 범위(700 ~ 775 g/s)를 도출하였고 압축기의 수량(4 대)을 선정하였다. 이후에는 압축기 운용에 있어 가장 적절한 입구 압력(1.2 ~ 1.4 bar)과 압력비(9 ~ 10) 영역을 도출하였고 압축기 한계 사양을 고려하여 적절한 입구 압력과 압력비를 선정하였다. 또한 본 시스템에서 요구되는 팽창기의 출력을 도출하고 이를 통해 필요한 팽창기 대수를 산출하였다. 팽창기의 구성 역시 6가지 Case Study를 통해 가장 적절한 배열을 선정하였다.

3) 본 시스템의 주요 기자재들에 대한 엑서지 분석이 이루어졌다. 엑서지 분석 결과, 엑서지 파괴량은 열교환기 부에서 가장 컸고 압축기 부에서 가장 작았다. 엑서지 효율 측면에서는 열교환기 부, 팽창기 부 모두 96 % 이상으로 높은 편이었고, 압축기 부에서는 93 % 정도로 비교적 높지 않았다.

ACKNOWLEDGMENT

This research is supported by the Ministry of Trade, Industry and Energy (MOTIE) and the Korea Energy Technology Evaluation and Planning (KETEP) (No. 20213030040460, Development of a Localization Model for Core technologies (CCS, BOG treatment, CHS system) of Liquid Hydrogen Carrier).

REFERENCES

- [1] Ryu, G. S., Jeong, S. G., & Lee, S. H. (2019). Paris Climate Change Agreement. *Bulletin of the Society of Naval Architects of Korea*, 56(4), 25-29.

- [2] Stangarone, T. (2021). South Korean efforts to transition to a hydrogen economy. *Clean technologies and environmental policy*, 23, 509-516.
- [3] No, G. T. (2020). Hydrogen fuel cell ship technology development trends. *KIPE Magazine*, 25(1), 49-53.
- [4] Chun, D. K., Yoon, H. C., Jeong, S. K., & Jeong, S. U. (2021). Process Simulation Study of Liquid-phase Hydrogen Storage for Hydrogen Import from Overseas. *Journal of Energy & Climate Change*, 16(2), 188-203.
- [5] Cho, W. R., Lee, H. Y., Ryu, B. R., & Kang, H. K.. (2020). Design and assessment of reliquefaction system according to boil off gas reliquefaction rate of liquefied hydrogen carrier. *Journal of Navigation and Port Research*, 44(4), 283-290.
- [6] Yun, S. K., & Yoon, N. E. (2020). 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.
- [7] Lee, E., Kwak, J., Ryu, J., & Yoo, B. (2021). Development on Cargo Handling System of 20K-Class Liquefied Hydrogen Carrier. *Korean Society of Mechanical Engineers Spring and Autumn Conference*, 667-668.
- [8] Ishimoto, Y., Voldsund, M., Nekså, P., Roussanaly, S., Berstad, D., & Gardarsdottir, S. O. (2020). Large-scale production and transport of hydrogen from Norway to Europe and Japan: Value chain analysis and comparison of liquid hydrogen and ammonia as energy carriers. *International Journal of Hydrogen Energy*, 45(58), 32865-32883.
- [9] Berstad, D., Gardarsdottir, S., Roussanaly, S., Voldsund, M., Ishimoto, Y., & Nekså, P. (2022). Liquid hydrogen as prospective energy carrier: A brief review and discussion of underlying assumptions applied in value chain analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 154, 111772.
- [10] Lee, C. S., Lee, J. Y., Kim, H. J., & Park, C. C. (2011). An exergy analysis of refrigeration system in small-scale gas liquefaction process. *The Society Of Air-Conditioning And Refrigerating Engineers Of Korea*, 495-498.
- [11] Yoon, J., Son, C., Ko, J., Yeom, H., Jeong, H., Choi, J., ... & Lee, K. (2020). Exergy analysis of reverse Brayton cryogenic system using neon. *Journal of the Korean Society for Power System Engineering*, 24, 63-70.
- [12] Park, J. H., Kim, Y. K., Jeong, S. K., & Kim, S. H. (2012). Design of Adiabatic Demagnetization Refrigerator for Hydrogen Re-Liquefaction. *Progress in Superconductivity and Cryogenics*, 14(3), 53-59.