creative commons

COMMONS DEED

저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:

저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.

비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.

변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 이용허락규약(Legal Code)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

Disclaimer

dCollection

공학박사학위논문

천연가스 운반선의 BOG 재액화시스템 최적설계

Optimal process design of re-liquefaction systems for LNG carrier

2022 년 2 월

서울대학교 대학원

조선해양공학과

황 철 민

천연가스 운반선의 BOG 재액화시스템 최적설계

Optimal process design of re-liquefaction systems for LNG carrier

지도교수 임 영 섭

이 논문을 공학박사 학위논문으로 제출함

2022 년 2 월

서울대학교 대학원

조선해양공학과

황 철 민

황철민의 공학박사 학위논문을 인준함

2022 년 2 월

위 원 장 서 유 택 (인)

부위원장 임 영 섭 (인)

위 원 노 명 일 (인)

위 원 윤 호 병 (인)

위 원 김 동 회 (인)

초록

선박의 배출가스 규제가 심해짐에 따라 천연가스는 최근 가장 각광받는 연료 중 하나이다. 천연가스 운반선의 경우 저장탱크 내부에서 자연발생하는 증발가스 (BOG, Boil-off gas) 를 연료로 사용할 수 있어서 별도의 저장 설비가 필요 없다는 장점이 있지만, 연료로 사용하고 남은 증발가스를 처리해야하는 문제가 있다. 가스 소각 시스템 (GCU, Gas combustion unit) 을 통해 남은 증발가스를 처리했던 과거의 엔진들과는 달리, 가스 분사 엔진이 개발되면서 천연가스 운반선의 증발가스 처리에 대한 접근도 달라지고 있다. 추진 시스템 내부에 고압 압축이 가능한 압축기가 설치되면서, 열교환기 및 상 분리기 등의 몇 가지 장비의 추가 만으로도 재액화 공정을 통해 증발가스를 저장탱크로 회수할 수 있다. 이 과정을 통해 상품의 손실을 최소화 하여 경제적 이득을 취할 수 있을 뿐더러, 가스 소각 시스템을 통해 배출되는 이산화탄소의 양까지 줄일 수 있다. 이러한 장점들로 인해 천연가스 운반선의 재액화 공정에 대한 연구가 이루어지고 있지만, 공정 성능과 경제성, 나아가 환경적 영향을 종합적으로 고려한 설계에 대한 연구는 아직 부족하다.

본 논문에서는 선박의 연료 공급 시스템과 재액화 공정을 종류에 따라 세분화 하여 에너지 효율, 경제성 및 환경적 영향을 분석했다. 연료 공급 시스템은 연료의 작동 압력에 따라 고압 가스 분사 엔진, 저압 가스 분사 엔진으로 구분했다. 재액화 공정의 경우 냉매에 따라 자가 재액화 공정, 단일 혼합 냉매 공정으로 구분했다. 고압

가스 분사 엔진의 경우 재액화 공정의 비용을 추산하였고, 추진 시스템과의 (즉, 재액화 공정이 탑재되지 않은 천연가스 운반선의 추진 시스템) 비교를 통해 연간 비용을 얼마나 줄일 수 있는지를 평가했다. 추진 시스템 내부에 탑재된 압축기를 활용하여 압축된 증발가스를 작동 유체로 하는 줄-톰슨 사이클을 적용하여 공정을 설계했으며 다양한 설계안을 고려해 비용 절감을 최대화 할 수 있는 방법을 모색했다. 천연가스의 가격이 $5/MMBTU 일 때 재액화 공정의 연간 총 비용을 추산하여 최적화를 진행했고, 최적 설계안이 약 9.4 % 의 비용을 절약할 수 있음을 확인했다. 또한 천연가스 가격에 대한 민감도 분석을 수행한 결과, 가격이 $4/MMBTU 미만인 경우 재액화 시스템을 통해 경제적 이득을 얻기가 어려움을 확인했다.

저압 가스 분사 엔진이 최근 추진 시스템의 또 다른 옵션으로 떠오르면서 이를 접목한 재액화 공정의 최적 설계를 진행했다. 저압 가스 분사 엔진의 경우 증발가스의 압축 압력이 16 bar 정도로 고압 엔진의 압력 (300 bar) 에 비해 현저히 낮기에, 추진 시스템 내부의 압축기 만으로는 공정을 구성하는 데 어려움이 있다. 따라서 재액화 공정을 위해서는 추가 압축기가 필요하며, 이는 곧 자가 재액화 뿐만 아니라 외부 냉매를 사용한 공정 역시 고려 대상이 될 수 있음을 의미한다. 본 연구에서는 단일 혼합 냉매 공정을 적용하여 재액화 공정을 설계 했으며, 단일 혼합 냉매 공정의 조성 최적화를 통해 조성의 개수를 줄여 공정의 단순화를 추구했을 시 성능의 변화를 분석하였다. 그 결과 혼합 냉매의 조성을 질소, 메탄, 에탄, 부탄의 4 개로 구성했을 시 약 1 % 정도의 성능 차이를 보였고, 3 개로 구성했을 시에는 23 % 정도의 효율 저하가 생김을 확인하여

냉매 조성의 단순화는 4 개가 한계임을 확인했다. 또한 저압 가스 분사 엔진의 재액화 공정을 에너지 효율, 경제성, 환경의 3 가지 측면에서 냉매의 유무에 따라 (자가 재액화 공정, 단일 혼합 냉매 공정) 비교 분석을 수행했다. 에너지 효율 분석을 위해 단위 천연가스를 액화 하는데 필요한 전력량을 최소화하는 설계안을 찾았다. 경제성 분석은 총 연간 비용을 최소화 하기 위한 최적점을 찾았다. 환경 분석을 위해 각 설계 최적점에서의 이산화 탄소 배출량을 계산하여 비교 분석을 수행했다. 그 결과 자가 재액화 공정이 경제성 측면에서 더 나은 성능을 보인 반면, 단일 혼합 냉매 액화 공정이 에너지 효율 및 환경 영향 측면에서 좀 더 적합하다는 것을 확인했다.

주요어: 천연가스 운반선, 천연가스, 증발가스, 재액화공정, 최적 설계

학 번: 2015-22869

목 차

1. 서론 1

1.1. 연구배경 및 내용 1

1.2. 기존 연구 및 연구 필요성 6

1.3. 논문 구성 9

2. 연료공급시스템 및 재액화 공정 10

2.1. 연료공급시스템 10

2.1.1. 과거 엔진 11

2.1.2. 가스 분사 엔진 12

2.2. 재액화 공정 15

2.2.1. 줄-톰슨 사이클 15

2.2.2. 단일혼합냉매 공정 17

2.2.3. N_2 Brayton 공정 18

3. 시스템 평가 지표 19

3.1. 에너지 효율 20

3.2. 경제성 평가 21

3.4. 최적화 27

4. 재액화 공정 평가 29

4.1. 고압가스분사 엔진의 자가재액화 공정 29

4.1.1. 연료 공급 시스템 30

4.1.2. 재액화 공정 설계 31

4.1.3. 설계 상세 조건 36

4.1.4. 시스템 평가 43

4.1.5. 민감도 분석 47

4.2. 저압가스분사 엔진의 재액화공정 51
4.2.1. 재액화 공정 설계 52
4.2.3. 시스템 평가: 에너지 효율 분석 59
4.2.4. 시스템 평가: 경제성 및 민감도 분석 65
4.3. 단일혼합냉매 공정 조성 최적화 74
4.3.1. 공정도 74
4.3.2. 모사 조건 76
4.3.3. 시스템 평가 79
5. 결론 87
5.1. 연구 요약 및 의의 87
5.2. 향후 연구 91
Abstract.....98

표 목차

Table 1. Factors and coefficients for capital cost calculation. 23
Table 2. Thermodynamic state of the combustion chamber. 26
Table 3. Design parameters for the fuel supply system. 37
Table 4. The conditions of the stored LNG. 37
Table 5. The conditions of BOG from the storage tank. 38
Table 6. Specifications of the products. 40
Table 7. The voyage schedule of the LNG vessel. 41
Table 8. Bounds for the decision variables and the best solutions obtained. 46
Table 9. Optimization results with process performance parameters. .. 46
Table 10. The optimization result of the LP, IP and HP mix JT processes. 47
Table 11. The mass flow rates of the LNG product and the BOG sent to the GCU for different LNG prices. 50
Table 12. Classification of simulation cases. 56
Table 13. BOG thermodynamic state and evaporation conditions. 57
Table 14. Modeling parameters of the process equipment. 58
Table 15. Results from energy efficiency optimization. 62
Table 16. Optimization results from the economic analysis. 67
Table 17. Optimization results from the sensitivity analysis. 70
Table 18. LNG and BOG condition. 76
Table 19. Engine specification. 77
Table 20. The optimization results. 80

그림 목차

Fig. 1. Pressure-volume (left) and Temperature-entropy diagram of diesel cycle. 13
Fig. 2. Pressure-volume (left) and Temperature-entropy diagram of otto cycle. 14
Fig. 3. SMR cycle example. 18
Fig. 4. N2 Brayton cycle example. 19
Fig. 5. Temperature-entropy diagram of N2 Brayton cycle. 19
Fig. 6. Process flow diagram for the fuel supply system without BOG re-liquefaction 31
Fig. 7. Process flow diagram for the fuel supply system with the LT process (the LT-JT process is indicated by the dotted equipment LT). 33
Fig. 8. Process flow diagram for the fuel supply system with the LP mix LT-JT process. 34
Fig. 9. Process flow diagram for the fuel supply system with the IP mix LT-JT process. 35
Fig. 10. Process flow diagram for the fuel supply system with the HP mix LT-JT process. 36
Fig. 11. Total annual cost as function of LNG price. 50
Fig. 12. Process flow diagram for the fuel supply system with total recycle and no external refrigerant for BOG re-liquefaction. 53

Fig. 13. Process flow diagram for the fuel supply system with partial recycle and no external refrigerant for BOG re-liquefaction. 54
Fig. 14. Process flow diagram for the fuel supply system with SMR cycle for BOG re-liquefaction. 55
Fig. 15. Results from energy efficiency optimization. 62
Fig. 16. Temperature-Heat flow diagram of Case 5 (left) and Case 6 (right) 65
Fig. 17. Optimization results based on economic analysis. 67
Fig. 18. Sensitivity analysis according to LNG price. 70
Fig. 19. Breakdown of CO2 emission. 72
Fig. 20. Process flow diagram for the SMR process. 75
Fig. 21. The optimization results. 80
Fig. 22. Temperature-enthalpy diagram for natural gas and BOG. 82
Fig. 23. Heat curve of case 1 (left) and case 3 (right). 84
Fig. 24. Heat curve of case 1 (left) and case 6 (right). 86
Fig. 25. Temperature-enthalpy diagram of the BOG at 16 bar and 100 bar. 87

1. 서론

1.1. 연구배경 및 내용

액화천연가스는 전세계의 이목이 탄소 중립에 집중되고 있는 현재 가장 주목받는 대체연료 중 하나이다. 액화천연가스의 역사는 Godfrey Cabot 이 특허를 받은 1914 년으로 거슬러 올라가는데 (Timmerhaus and Reed, 2007), 그 이후 1941 년 미국 오하이오주 클리블랜드에 최초의 상업용 액화천연가스 플랜트가 건설되고 1964 년 알제리 아르죄에서 최초의 천연가스 플랜트가 건설되며 (Bosma and Nagelvoort, 2009) 점점 그 영역을 넓혀가고 있다. International Gas Union 에 따르면 2020 년 액화천연가스의 전세계 거래 총량은 356.1 MT 으로 (IGU, 2021) 다른 어떤 화석연료보다 가파른 증가 추세를 보이고 있다. 특히 동북아시아 3 국이 가장 많은 수입량을 기록하고 있는데, 일본이 74.4 Mt, 중국이 68.9 Mt, 한국이 40.8 Mt 으로 전세계 거래량의 51 % 가 동북아시아 지역에 집중되어있다 (IGU, 2021). 천연가스를 운송하는 방법은 크게 파이프라인을 통한 운송과 선박을 통한 운송으로 나눌 수 있으며, 이 주요 수입 3 국은 지리적 특성상 파이프라인을 통한 운송이 여의치 않은 상황이다 (Paltsev, 2015; Ríos-Mercado and Borraz-Sánchez, 2015). 이에 따라 천연가스 운반선의 수요가 점차 증가하고 있으며, 지난 2020 년에는 35 개의 신규 선박이 운항을 시작하여 총 572 대의 천연가스 운반선이 활동 중이며, 비단 선박의 숫자만 늘어난 것이 아니라 전세계 운항 수가 5,757 회에 이를 만큼 수요 및 운항수가 늘고있다 (IGU, 2021). 또한 항차 당 화물의 운송량을 늘리기 위한

다양한 기술 개선이 이루어지고 있으며, 한 예로 저장 탱크의 체적을 약 10 % 가량 증가시킨 얇고 유연한 구조로 구성된 멤브레인 탱크가 과거의 모스 탱크를 대체하고 있다 (Man Diesel & Turbo, 2013).

천연가스 운반선을 통한 운송은 화물의 부피를 줄이는 것이 핵심이며, 이를 위해 기체에 비해 약 600 배 가량 부피를 줄일 수 있는 액체상태로 저장하는 것이 관건이다. 천연가스의 경우 저장탱크 내부를 상압에서 약 -160 ℃ 이하의 극저온상태를 유지해야 액체상태로 저장할 수 있는데, 이때 외부로부터의 열 유입을 100 % 차단하기는 어렵다 (Timmerhaus and Reed, 2007; Gavory and de Seze, 2009)). 이에 따라 천연가스가 증발하여 자연 발생한 증발가스를 BOG (Boil-off gas) 라고 한다. 발생한 BOG 를 저장탱크 내부에서 처리하지 않으면 내부 압력이 증가하여 폭발이나 균열 등 심각한 구조적 문제를 야기할 수 있다.

발생한 BOG 를 처리하는 것은 천연가스 운반선의 큰 과제 중 하나이다. 탱크에서 발생한 BOG 를 처리하기 위해 천연가스 운반선은 1960 년대 부터 스팀 터빈 엔진을 추진 엔진으로 적용했다 (Yeo et al., 2007; Ekanem and Bucknall, 2015; Wayne and Hodgson, 2006). 이는 BOG 의 압축 및 연소를 통해 발생된 증기로 추진 동력과 발전 전력을 생성하는 방식이다 (Fernandez et al., 2017). 하지만, 스팀 열효율이 낮은 단점이 있으며 (35 % at full load) 저장 탱크의 단열 기술이 개선되어 감에 따라 BOG 의 발생량이 점차 줄어들어, 발생한 BOG 외에 저장 탱크에서 추가로 연료를 공급해야 하는 상황이 발생할 수 있다. 또한 스팀 터빈 엔진의 경우 엔진 배기 가스의 이산화탄소 배출량이 많다는 단점이 있어 점차 다른

엔진으로 대체되었으며 현재는 거의 쓰이지 않고 있다 (Fernandez et al., 2017).

이후 개발된 DFDE (dual fuel diesel electric) 엔진은 HFO (heavy fuel oil) 과 BOG 를 모두 연료로 사용 가능하며, 스팀 터빈 엔진에 비해 효율이 뛰어나고 이산화탄소 배출량이 적다 (Ekanem and Bucknall, 2015; Lee et al., 2008). 이는 전처리된 BOG 와 공기의 혼합 가스를 4 행정 디젤 발전기 엔진에 주입하여 프로펠러를 구동하고 보조 전력을 생산하는 방식이다 (Yeo et al., 2007; Wayne and Hodgson, 2006). 또한 잉여 BOG 를 연소 시키기 위한 가스 소각 시스템이 설치되어 있다. 그러나 DFDE 엔진은 연소를 통해 생성한 전기 에너지로 다시 프로펠러를 구동하는 방식으로 변환 과정에서의 손실이 있다. 또한 연소 과정에서 각 실린더를 개별적으로 정확히 제어하기 위한 시스템이 별도로 필요해 엔진의 크기가 크고 유지 보수가 힘들다 (Lee et al., 2008).

최근 개발되어 빠른 속도로 추진 시스템 시장의 점유율을 높여가고 있는 가스 분사 엔진은 기존의 스팀-터빈 엔진처럼 BOG 를 연료로 사용할 수 있을 뿐만 아니라, 효율 역시 뛰어나서 엔진의 연료 소모량을 줄일 수 있다 (Ekanem and Bucknall, 2015; Juliussen et al., 2011). 또한 압축기가 연료공급시스템 내부에 탑재되어 있어, 기존의 다른 엔진들의 경우에는 수많은 장비, 그 중에서도 압축기의 추가가 부담스러운 상황에서 경제성이 없다고 평가를 받던 재액화 공정을 몇 가지 장비의 추가 만으로도 탑재가 가능하다. 재액화 공정을 통해 발생한 BOG 를 저장탱크로 회수한다면 이는 화물의 손실을 막아 경제적 손실을 줄일 수 있게 된다.

최근 시행되고 있는 환경 규제는 선박의 추진 시스템에 많은 변화를 촉구하고 있다. IMO (International maritime organization) 는 2020 년 1 월부터 선박 연료의 황 함유량 규제를 시행했으며 이로 인해 기존의 MDO (Marine diesel oil) 및 HFO (Heavy fuel oil) 은 더이상 사용이 불가능해졌다. VLSFO (Very low sulphur fuel oil) 0.5, MGO (Marine gas oil) 0.1 등의 규제를 피할 수 있는 개선된 연료들이 고안되었지만 운항 시 블랙 카본이 증가하는 등의 한계점으로 인해 점차 천연가스를 연료로 사용하는 추세이다 (IGU, 2021). 또한, 현재 산업 전반에 걸쳐 이산화탄소 배출량 규제가 시행되고 있다. 선박의 경우 MEPC (Marine environment protection committee) 72 차 회의 (2018 년 4 월) 에서 첫 온실가스 규제가 채택된 이래로, MEPC 75 차 회의에선 EEXI (Energy efficiency existing ship index) 협약 개정안이 최종 승인되었으며, MEPC 76 차 회의를 통해 EEXI 의 도입을 결정하였고 감축율을 채택하여 2023 년 부터 기존 운항 선박들에 대해 검사가 시작된다 (IMO, 2018; IMO, 2020; IMO, 2021). 천연가스를 연료로 사용하면 다른 연료를 사용했을 때에 비해 23 %의 이산화탄소 배출을 감축할 수 있으며, 연료로 사용하고 남은 BOG 를 가스소각시스템에서 태우는 것 보다 재액화시스템을 통해 저장탱크로 회수한다면 이산화탄소의 배출을 더욱 줄일 수 있다. 따라서 재액화 공정이 탑재된 천연가스 운반선의 경우 zero emission ship 이 실현 가능한 대체연료 (즉, 전기추진, 수소, 암모니아 등) 가 개발되어 상용화 되기 전 까지 매력적인 옵션이 될 것으로 주목받고 있다.

선박용 재액화 공정의 경우 기존의 육상 공정과는 다른 특성을 보이며 따서 설계 시 고려해야할 점 역시 육상 공정과는

다르다. 천연가스 운반선의 주된 목적은 천연가스의 운반이며, 화물의 저장이 설계 시 우선이다. 이로 인해 재액화 공정을 설계할 때 공간 제약에서 자유롭지 못하다. 기존의 액화 공정들의 경우 육상에 설치된 공정들로 공간 제약과 외부 조건에서 비교적 자유롭기에 설계 시 성능이 우선시 되었다. 이와는 달리 선박의 경우 공간이 협소하며 6 자 운동 (Heave, sway, surge, roll, pitch, yaw) 을 하는 운동적 특성을 갖고 있기에 공정의 단순함이 필수적으로 고려되어야 한다 (Gómez et al., 2015). 또한 앞서 서술한 것과 같이 이산화탄소의 배출이 기존에 비해 줄어들 뿐, 100 % 차단되는 것은 아니기에 이 배출량 역시 설계 시 염두에 두어야 할 부분이다.

본 논문에서는 이러한 천연가스 운반선의 재액화시스템을 연료공급시스템과 결합하여 모델링 한 후, 시스템을 평가하고 최적 설계를 제안한다. 연료공급시스템은 최근 엔진 시장을 점유하고 있는 고압가스분사 엔진과 저압가스분사 엔진을 대상으로 선정했다. 재액화시스템은 냉매에 따라 자가 재액화 (NER, no external refrigerant) 공정, 단일혼합냉매 (SMR, single mixed refrigerant) 공정을 대상으로 선정했다. 고압 가스 분사 엔진의 경우 NER 공정을 기반으로 설계하여 비용을 추산하였고, 추진 시스템과의 (즉, 재액화 공정이 탑재되지 않은 천연가스 운반선의 추진 시스템) 비교를 통해 연간 비용을 얼마나 줄일 수 있는지를 평가했다. 추진 시스템 내부에 탑재된 압축기를 활용하여 압축된 증발가스를 작동 유체로 하는 줄-톰슨 사이클을 기반으로 공정을 설계했으며 다양한 설계안을 고려해 비용 절감을 최대화 할 수 있는 방법을 모색했다. 저압 가스 분사 엔진의 경우 단일 혼합 냉매 공정을 적용하여 재액화 공정을 설계 했으며, 단일 혼합 냉매 공정의 조성 최적화를

통해 조성의 개수를 줄여 공정의 단순화를 추구했을 시 성능의 변화를 분석하였다. 또한 자가 재액화 공정과의 비교 분석을 에너지 효율, 경제석 분석, 이산화 탄소 배출의 3 가지 측면에서 수행하였다.

1.2. 기존 연구 및 연구 필요성

천연가스 액화 공정에 대한 연구는 그동안 활발히 진행되어 왔다. 그 중 단일 혼합 냉매 (SMR, Single mixed refrigerant) 공정은 장비의 소형화 및 공정의 단순함을 갖춘 대표적인 공정으로 관련 기존 연구들은 다음과 같다. Rehman et al. (2021) 은 천연가스 액화 공정에 대한 엑서지 분석을 수행했으며, 기존의 방법에 비해 43 % 의 엑서지 손실을 막을 수 있는 공정을 제안했다. Pham et al. (2017) 은 에너지 효율을 개선한 단일 혼합 냉매 공정을 제안했으며, 이를 통해 에너지 소비를 기존 대비 30.6 % 줄일 수 있음을 주장했다. Ali et al. (2018) 은 최근 개발된 VSO (Vortex search optimization) 알고리즘을 통해 공정 최적화를 수행한 결과 에너지를 최대 41.5 %, COP (Coefficient of performance) 를 32.8 % 개선할 수 있다고 주장했다. Moein et al. (2015) 은 유전 알고리즘을 적용하여 단일 혼합 냉매 시스템의 에너지 소비를 최소화 하고 혼합 냉매의 조성과 총 소모 전력 사이의 연관성을 찾아냈다. 하지만 이러한 선행 연구들의 경우 대부분 육상 플랜트를 대상으로 한 공정들로 선박용 재액화 공정에 기존 연구들을 그대로 적용하기에는 무리가 있다.

압축한 증발가스를 연료로 사용하는 가스 분사 엔진의 등장과 함께 천연가스 운반선의 재액화 시스템에 관한 연구가 이루어지고

있다. 작동 압력에 따라 크게 두 종류로 엔진이 나누어 지면서 재액화 공정 역시 주 엔진의 작동 압력에 따라 컨셉이 다르게 적용되고 있다. 충분한 압축 압력 때문에 별도의 압축기가 필요 없다는 장점이 있는 고압 가스 엔진의 경우 Romero et al. (2015) 이 고압 가스 분사 엔진과 함께 재액화 시스템을 연계하여 엑서지와 에너지 분석을 수행했다. Tan et al. (2018) 은 고압 시스템에서 에너지 효율성 향상을 위한 새로운 사이클 설계를 제안했다. Kwak et al. (2018) 은 고압 가스 연료 선박의 에너지 효율을 높이기 위한 소형 재액화 시스템 설계를 고안했다. Cryostar (2008) 에서는 질소 팽창기 공정을 적용한 EcoRel 시스템을 개발하여 BOG 를 재액화했다. Wärtsilä (2011) 는 EcoRel 과 유사한 원리를 가지는 Mark III 재액화 공정을 선박에 적용했다. 이 공정들은 잉여 BOG 가 전량 재액화되지만, 액화된 천연가스가 재기화를 통해 엔진에 다시 공급되어 냉열을 낭비한다는 단점을 갖고 있다. 이후 Wärtsilä (2014) 는 위 Mark III 시스템을 수정하여 BOG 가 왕복동식 압축기에 의해 압축된 후 추진 엔진에 연료로 공급되는 방식의 공정을 개발하여 BOG 를 상시 재액화할 필요가 없어 전력 소모를 줄일 수 있도록 했다. TGE Marine Gas Engineering (2018) 은 질소 팽창기 사이클의 낮은 효율을 개선하고자 왕복동식 압축기와 함께 Cascade 타입의 재액화 공정을 개발했다.

저압 가스 분사 엔진은 청정 연소 기술, 안정적인 설계 및 낮은 설치비와 운영비 등의 장점으로 천연가스 운반선 추진시스템의 또 다른 옵션이 되고 있다. 실제로 Tu Huan et al. (2019) 은 저압가스분사 엔진의 질산화물 (NO_X) 배출이 후처리를 하지 않았음에도 고압가스분사 엔진의 배출량보다 25 % 감축된다고

주장했으며, 또한 장치비 역시 고압가스분사 엔진의 60~70 % 수준으로 줄어든다고 주장했다. 하지만 추진 시스템과 재액화공정에 대한 통합분석 및 최적설계 연구는 부족하다. George et al. (2020) 은 재액화 효율의 개념을 정의하고 다양한 선박 속도에 대한 효율 기반 평가를 제시했다. Choi (2018) 는 효율 향상을 위해 저압 설비 (16 bar) 를 기반으로 하는 완전/부분 재액화 공정에서 상세한 엑서지 분석을 수행했다. 저압가스분사 엔진을 사용한 재액화 공정에 대한 이러한 연구들은 주로 천연가스 운반선의 운항 중 시스템 효율성에 중점을 둔다. 에너지 효율 분석을 통해 공정의 성능에 대해 분석하지만, 천연가스 운반선용 재액화 공정의 현실적인 도입을 위해서는 재액화 공정의 경제성에 대한 비교분석이 함께 수반되어야 한다. 또한 앞서 1.1 에서 서술한 것과 같이 환경 규제가 심해지고 있는 현 시점에서 환경적 측면의 분석 역시 함께 이루어져야 한다.

정리하면, 선행 연구들의 경우 선박용 재액화 공정의 설계 시 필수적으로 고려되어야 하는 네 가지 요소들이 결여되어 있다. 먼저 선박용 재액화 공정의 경우 액화 대상이 천연가스가 아닌 BOG 로, 좀 더 메탄 순물질 적인 특성을 띈다. 기존의 액화공정 연구들은 주로 천연가스의 액화에 대한 연구들로, 증발가스인 BOG 와는 조성에서 차이가 있으며 이로 인해 설계 최적점 역시 다르게 나타난다. 두 번째로, 선박용 재액화 공정의 선행 연구들의 경우 외부 냉매의 유무에 따른 비교 분석이 부족하다. 추진 엔진의 종류에 따라 좀 더 적합한 냉매 및 공정이 무엇이며, 이를 통해 설계했을 시 에너지, 비용 및 이산화탄소 배출을 얼마나 줄일 수 있는지에 대한 비교 분석이 필요하다. 세 번째로, 기존 연구들의

경우 주로 분석이 에너지 효율을 기반으로 이루어져 있다. 하지만 선박용 재액화공정의 경우 장비의 추가를 통해 회수할 수 있는 천연가스의 가치가 더 높을 때 그 의의를 가지며 이로 인해 에너지 효율 뿐만 아니라 비용에 대한 고려가 반드시 함께 수반되어야 한다. 마지막으로, 최근 심화되고 있는 배기 가스에 대한 규제 역시 함께 분석되어야 하지만 선행 연구들의 경우 이 중 특히 이목이 집중되고 있는 이산화탄소 배출에 대한 연구가 부족하다. 따라서 이러한 부분들을 종합적으로 고려한 연구가 필요하다.

1.3. 논문 구성

본 논문은 다음과 같이 구성하였다. 2 장에서는 본 연구의 대상인 천연가스 운반선의 연료공급시스템 및 재액화공정을 소개한다. 기존의 선박들과는 달리 연료공급시스템에 어떠한 변화가 있었기에 현재 천연가스 운반선들은 재액화시스템이 탑재가 가능한지를 살펴본다. 또한 재액화공정에는 어떤 종류가 있고 선박에는 어떠한 시스템들이 주로 탑재되고 있는지에 대해 설명한다. 3 장에서는 본 연구에서 대상 공정들을 평가한 세가지 방법에 대해 설명한다. 각 방법에서 목적함수를 도출한 방법과 최적해를 구한 방법에 대해 서술한다. 4 장에서는 천연가스 운반선의 연료공급시스템과 재액화 공정을 연동하여 모델링한 방법 및 결과, 그리고 평가 지표에 따른 각 공정의 평가 결과 및 특징을 서술한다. 연료공급시스템의 경우 저압가스 엔진 및 고압가스 엔진을 대상으로 나누어 진행했으며, 재액화 공정의 경우 외부냉매의

유무에 따라 자가재액화 (NER, no external refrigerant) 공정, 단일혼합냉매 (SMR, single mixed refrigerant) 공정을 대상으로 연구를 수행했다. 3 장에서 서술한 평가 방법에 따라 각 공정들의 최적 설계점을 찾은 후 비교분석을 수행했다. 마지막으로 5 장에서는 본 논문의 결론 및 재액화공정의 향후전망에 대해 논의한다.

2. 연료공급시스템 및 재액화 공정

2.1. 연료공급시스템

가스 분사 엔진이 개발됨에 따라 선박의 추진 시스템에는 큰 변화가 생겼다. DFDE (Dual fuel diesel electric) 엔진의 경우 공간을 많이 차지하고 유지 보수에 많은 비용과 노력이 든다는 단점이 있어, 이를 개선하기 위해 엔진 제조업체들은 선박 엔진 제조업체들은 가스 분사 엔진을 개발했다. 이는 프로펠러를 직접 구동하는 기존 HFO 연료 2 행정 저속 디젤 엔진을 수정하여 압축된 BOG 를 연료로 사용할 수 있게 한 것으로, DFDE 에 적용된 4 행정 엔진에 비해 효율이 더 뛰어나다. 연료로 투입되는 BOG 를 압축시키는 정도에 따라 고압 가스 분사 엔진과 저압 가스 분사 엔진으로 나누어 진다. 본 장에서는 천연가스 운반선의 과거 엔진의 변천사 및 최근 개발된 가스 분사 엔진에 대해 서술한다.

2.1.1. 과거 엔진

천연가스 운반선은 저장탱크에서 발생하는 BOG 를 활용하기 위해 1960 년대부터 스팀-터빈 추진 시스템을 적용했다 (Yeo et al., 2007, Ekanem et al., 2015, Wayne and Hodgson, 2006). 이는 발생한 BOG 를 보일러에서 연소시켜 증기를 생성하고, 발생한 증기를 추진 엔진과 터보 발전기에 공급하여 추진력 및 전력을 생산하는 방식이다 (Fernández et al., 2017). 발생한 BOG 를 연료로 사용하여 처리할 수 있다는 장점으로 인해 오랜 기간 스팀-터빈 엔진은 추진 시스템으로 선택 받아왔다. 그러나 스팀-터빈 엔진은 이후 개발된 중유 (HFO, Heavy fuel oil) 구동 2 행정 저속 디젤 엔진에 비해 열효율이 낮아, 연료 소모량이 많다. 스팀-터빈 엔진의 이러한 낮은 효율로 인해 단열 기술을 개선하여 BOG 발생량이 줄어든 저장 탱크가 개발됨에 따라 화물에서 추가 연료를 공급해야하는 상황이 발생했다 (Yeo et al., 2007; Ekanem and Bucknall, 2015; Wayne and Hodgson, 2006; Lee et al., 2008; Gilmore et al., 2005). 또한 내연 기관에 비해 배기가스에서 더 많은 양의 이산화탄소가 배출되었고 이러한 단점들로 인해 천연가스 운반선의 추진 시스템은 대체 엔진을 필요로 했다 (Ekanem and Bucknall, 2015).

2000 년대 초에 HFO 와 BOG 를 모두 연료로 사용할 수 있는 이중 연료 디젤 전기 (DFDE, Dual fuel diesel-electric) 추진 시스템이 개발되었으며, 이는 스팀-터빈 엔진에 비해 효율이 더 좋으며 배기가스 내의 오염물질 역시 적다는 장점이 있다 (Yeo et al., 2007; Wayne and Hodgson, 2006; Lee et al., 2008). DFDE 시스템은 전처리된 BOG 와 공기의 혼합물을 4 행정 디젤 발전기 엔진에 공급해서

모터를 구동하여 프로펠러에 필요한 전력 (추진 엔진 역할) 과 천연가스 운반선에 필요한 기타 전력 (보조 엔진 역할) 을 생산한다 (Fernández et al., 2017). 이는 스팀-터빈 엔진을 대체해 빠르게 엔진 시장을 점유했으며 현재까지도 천연가스 운반선의 약 25 % 정도가 DFDE 엔진을 탑재하고 있다 (IGU, 2021). 하지만 DFDE 엔진은 프로펠러를 직접 구동하는 방식이 아니기에 발전기와 추진 모터 등과 같은 연소 에너지를 엔진에서 프로펠러로 전달해주는 장치가 필요하며 이 변환 과정들로 인해 디젤 엔진의 출력을 완전히 활용하지 못하는 단점이 있다 (Yeo et al., 2007; Wayne and Hodgson, 2006). 또한 연소 과정에서 각 실린더를 개별적으로 정확히 제어하기 위한 시스템이 별도로 필요해 엔진의 크기가 크고 공간이 많이 필요하며 유지 및 보수에 많은 비용과 노력이 필요하다 (Lee et al., 2008).

2.1.2. 가스 분사 엔진

가스 분사 엔진은 2 행정 저속 디젤 엔진을 수정하여 만든 것으로, 연료로 사용되는 가스의 압력에 따라 고압 가스 분사 엔진 및 저압 가스 분사 엔진으로 나누어진다. 두 엔진 모두 가스 모드 (압축 BOG 를 연료로 사용) 와 오일 모드 (marine fuel oil 을 연료로 사용) 를 혼용할 수 있다 (Man Diesel & Turbo, 2014; WinGD, 2018). 이들은 각각 디젤 사이클과 오토 사이클을 적용한 것으로, 아래 그림 1, 2 와 같이 열 공급과 배출이 일어나는 방식에 차이가 있다 (Man Diesel & Turbo, 2014; WinGD, 2018). 먼저, 디젤 사이클의 경우

일정 압력 상태에서 이루어진다. 반대로 오토 사이클의 경우 일정한 체적 하에서 이루어진다. 공기와 연료가 섞이는 시점에서도 차이가 있는데, 디젤 사이클의 경우 먼저 공기를 실린더 내에서 단열 압축한 뒤 연료를 분사하는 방식으로 자연 발화가 이루어진다. 반면 오토 사이클의 경우 흡입 과정에서 공기와 연료를 먼저 혼합한 뒤 이를 단열 압축 한 후 점화가 이루어진다.

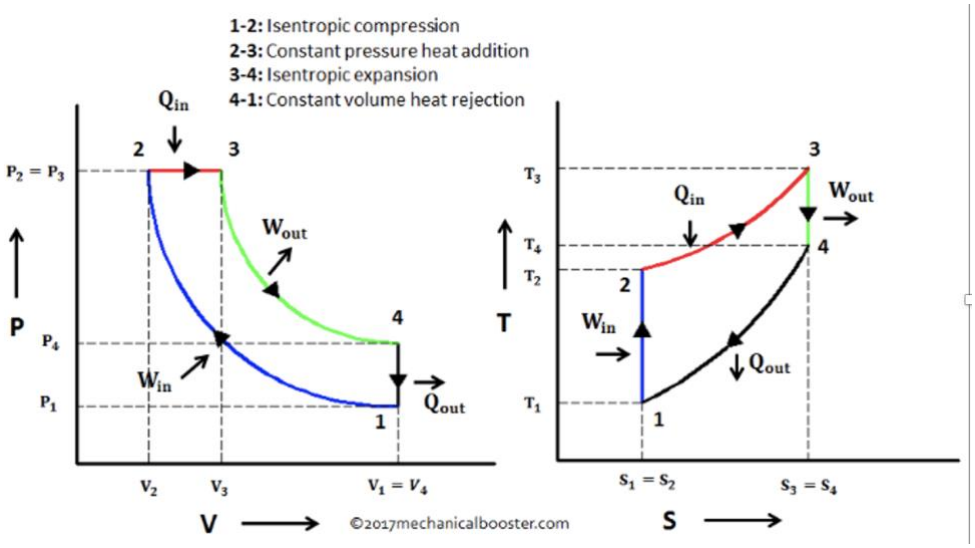


Fig. 1. Pressure-volume (left) and Temperature-entropy diagram of diesel cycle (VIVADIFFERENCES, 2017).

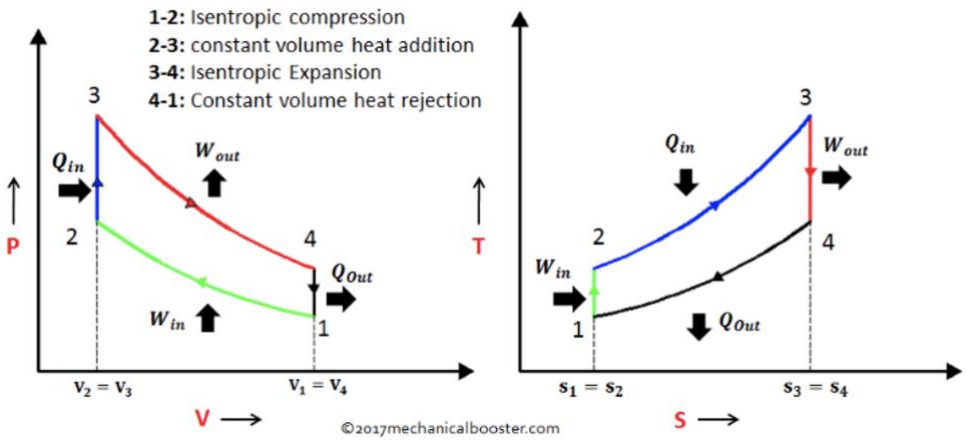


Fig. 2. Pressure-volume (left) and Temperature-entropy diagram of otto cycle (VIVADIFFERENCES, 2017).

일반적으로 디젤 사이클의 효율이 오토 사이클보다 좋은 것과 같이, 선박의 가스 분사 엔진 역시 같은 경향을 보인다. 이론상으로는 열효율은 오토 사이클이 좋을 수 있지만, 고압 엔진이 저압 엔진에 비해 효율이 더 좋다 (Juliussen et al., 2011). 실제로 동일 출력을 내기 위한 연료 소모량인 SFOC (specific fuel oil consumption) 값을 비교해보면 약 7 % 정도 차이가 나는 것을 확인할 수 있다 (Man Diesel & Turbo, 2014; WinGD, 2018). 또한 연료의 압축에도 큰 차이가 있다. 고압 엔진의 경우 약 300 bar 까지 BOG 를 압축한 뒤 공급하지만, 저압 엔진의 경우 약 16 bar 까지만 압축하면 된다 (Man Diesel & Turbo, 2014; WinGD, 2018). 이로 인해 연료 공급 시스템에서의 전력 소모량에도 큰 차이가 난다. 엔진의 배기가스 측면에서 보자면, 저압 엔진이 NO_x 배출이 적어 유리하다 (WinGD, 2018). 고압 엔진의 경우 환경 규제를 만족하려면 별도의 EGR

(Exhaust gas recirculation) 이 필요하며 이로 인해 비용이 상승한다 (Man Diesel & Turbo, 2014).

저압 엔진과 고압 엔진은 재액화 공정의 설치에도 큰 차이가 있다. 먼저 고압 엔진의 경우 연료로 공급되는 BOG 의 압력이 300 bar 의 고압이다. 이미 연료 공급 시스템 내에 고압 압축이 가능한 압축기가 탑재되어 있어, 별도의 외부 냉매 없이 줄-톰슨 사이클을 적용하여 BOG 자체를 냉매로 사용하는 간단한 공정으로도 충분히 BOG 를 저장 탱크로 회수할 수 있다.

하지만 저압 엔진의 경우 연료로 공급되는 BOG 의 압력이 16 bar 로 비교적 낮다. 앞서 고압 엔진에서 적용한 자가 재액화 방식을 저압 엔진에 적용하기에는 공급 가스의 압력이 충분하지 못하며, 이로 인해 재액화 공정을 위해서는 추가 압축이 필요하다. 따라서 고압 엔진과는 다르게 외부 냉매를 사용한 재액화 공정 역시 함께 고려해야한다.

2.2. 재액화 공정

2.2.1. 줄-톰슨 사이클

줄-톰슨 사이클은 흔히 Linde-Hampson 공정으로 알려져 있으며, 1895 년에 Carlvon Linde 와 William Hampson 에 의해 고안되었다. 공정 흐름도는 아래 그림과 같으며, 고압 가스가 열교환기에서 재순환 스트림 (return low pressure 스트림) 에 의해

냉각되며 밸브를 통해 (즉, Joule-Thomson valve) 등엔탈피 팽창을 하여 상분리기에서 기액 분리가 이루어진다. 상분리기 후단의 기체는 앞서 언급한 고압 가스 스트림을 냉각하는 재순환 스트림의 역할을 한다.

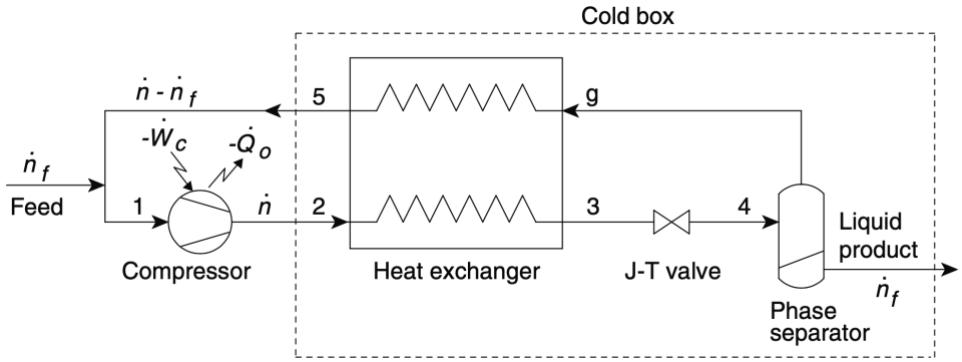


Fig. 3. Linde-Hampson liquefaction process.

줄-톰슨 팽창은 James Prescott Joule 과 William Thomson 이 등엔탈피 팽창 과정에서 기체의 온도변화를 연구하여 이들의 이름이 붙여진 현상이다. 앞서 말한 것 처럼, 위 Linde-Hampson 공정은 줄-톰슨 공정이라고도 불려진다. 줄-톰슨 계수 ($\mu_{\text{J-T}}$) 는 다음과 같이 정의된다.

$$\mu_{\text{J-T}} = (\frac{\partial T}{\partial p})_h$$

여기서 cycle rule 과 Maxwell relation 을 통해 위 식은 아래 식과 같이 유체의 부피와 온도에 의해 정리된다.

$$\mu_{\text{J-T}} = -(\frac{\partial T}{\partial h})_p(\frac{\partial h}{\partial p})_T = \frac{1}{c_p}[T(\frac{\partial v}{\partial T})_p - v]$$

기체가 고압에서 저압으로 팽창될 때, 기체의 온도는 줄 톰슨 계수 ($\mu_{\text{J-T}}$) 가 양수일 때 감소하고, 0 이면 변화가 없고, 음수일 때

증가한다. 여기서 이상기체에 대해서는 $(\partial v/\partial T)_p = v/T$ 이므로 줄 톰슨 계수가 0 이다. 대부분은 저온에서 이상기체와는 다른 거동을 보이며 (초고압 상태를 제외한), 이로 인해 줄 톰슨 팽창을 통해 기체의 냉각이 가능하다.

2.2.2. 단일혼합냉매 공정

단일 혼합 냉매 공정은 흔히 SMR (single mixed refrigerant) 공정으로 알려져 있으며, 가장 간단한 혼합 냉매 사이클 중 하나이다. 기본 구성은 아래 그림과 같이 압축기 (K-3, K-4), 열교환기 (HEX), 밸브 (VLV-2) 로 구성된다. 압축기를 통해 가압된 혼합 냉매는 열교환기를 통해 냉각되어, 이후 줄-톰슨 밸브에서 등엔탈피 팽창을 한다. 이 과정에서 발생한 냉열을 통해 공급 가스를 냉각시킨 뒤 압축기로 다시 유입된다. 냉매의 조성이 순물질들의 혼합물일 경우 열교환 곡선에서 공급 가스의 온도 구배에 맞춰 냉매의 열교환 곡선을 조절할 수 있어 좀 더 나은 열교환을 통해 공정의 에너지 효율을 높일 수 있다는 장점이 있다. 주로 탄화수소 계열의 냉매로 구성되며, 천연가스와 같은 끓는점이 낮은 공급 가스를 액화 시켜야할 때, 저온부와 고온부 모두에서 열교환 효율을 높일 수 있다.

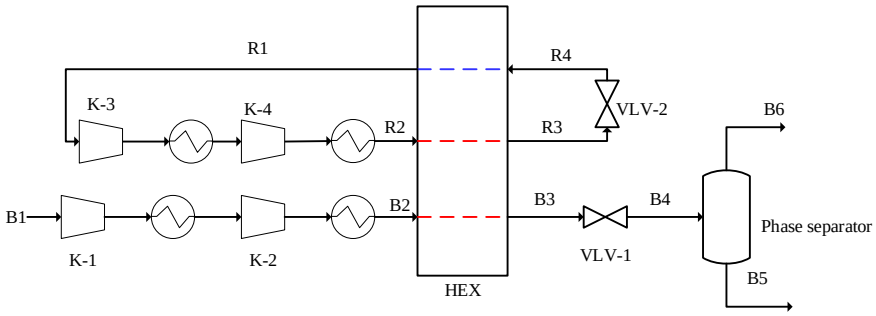


Fig. 4. SMR cycle example.

2.2.3. N_2 Brayton 공정

N_2 Brayton 공정은 냉매로 질소 단일 조성을 적용한 공정이다. 기본 구성은 아래 그림과 같이 압축기 (K-5, K-6), 열교환기 (HEX-2) 및 터빈 (EXP-1) 으로 구성된다. 질소를 압축기를 통해 압축한 후, 열교환기에서 냉각을 시킨 뒤 터빈을 통해 팽창한다. 이 과정에서 발생하는 냉열을 통해 공급 가스를 냉각시키는 원리이다. 단일 조성만으로 구성된 사이클이기에 다른 혼합 냉매 공정들에 비해 에너지 효율이 비교적 떨어지는 단점이 있다. 하지만 아래 그림과 같이 공정 상에서 기체 상태만으로 구성된다는 특징이 있으며, 이로 인해 6 자 운동을 하는 선박의 모션에 다른 탄화수소 혼합 냉매 공정들에 비해 덜 민감한 편이다. 또한 운전 시간 경과에 따른 냉매

조성 불균일 현상에서 자유로우며, 폭발 등과 같은 안전 문제에서도 비교적 장점이 있다.

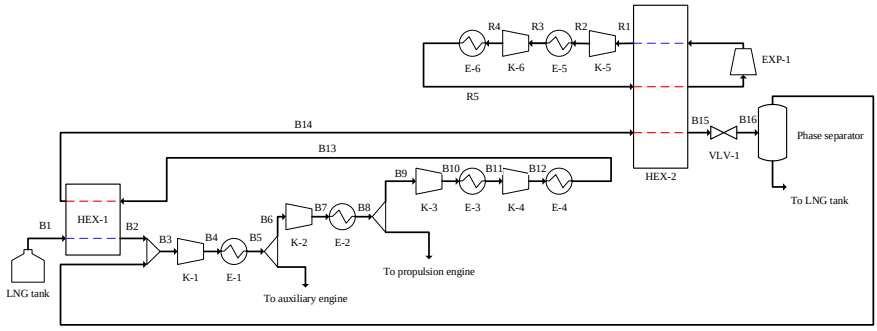


Fig. 5. N2 Brayton cycle example.

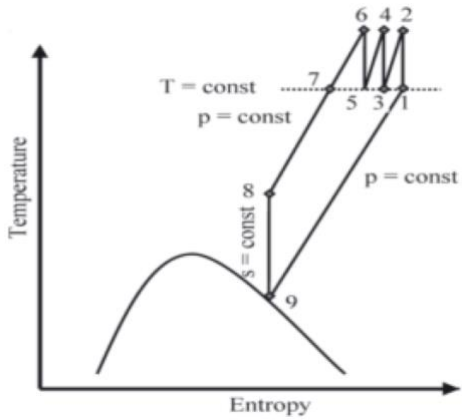


Fig. 6. Temperature-entropy diagram of N2 Brayton cycle (Venkatarathnam, 2008).

3. 시스템 평가 지표

본 논문에서는 시스템을 에너지 효율, 경제성, 환경적 영향의 세 가지 측면에서 비교 분석을 수행했다. 에너지 효율 및 경제성 부분에서는 최적화를 수행했으며 목적함수를 선정한 방법 및 배경 이론에 대해서는 다음 3.1, 3.2 에서 후술한다. 환경적 영향에서는 최근 이슈가 되고 있는 이산화 탄소의 배출량을 계산하였으며, 이를 계산한 방식에 대해서 3.3 에서 후술한다.

3.1. 에너지 효율

본 논문에서는 공정을 평가하기 위해 에너지 효율을 계산하여 첫번째 지표로 삼았다. 천연가스는 메탄을 적게는 80%, 많게는 95% 이상을 포함한 methane rich 가스 이지만, 질소와 에탄 등의 다른 물질도 섞여 있는 혼합물 이기에 응축시 온도 변화가 일어난다. 천연가스의 끓는점은 상압에서 약 -160° C 이다. 유한한 온도차를 이용한 열교환은 비가역성을 유발하며 냉각 과정에서 전력 소비를 증가시킨다. 이러한 비가역성은 온도 차이의 크기에 비례하며 특히 저온부에서 심화된다. 따라서 천연가스 재액화 공정에는 넓은 온도 범위에 걸쳐 에너지 집약적인 냉각이 필요하다. 재액화 공정의 효율을 높이기 위해서는 특히 저온부에서의 열교환 곡선을 밀접하게 일치시켜야 한다. 이는 오랜 기간 동안 많은 연구들의 주 연구 대상이었으며 특히 천연가스 운반선의 경우 사용할 수 있는 전력량이 무한하지 않기 때문에 간단하면서도 효율이 뛰어난 공정을 탑재할 필요가 있다.

본 논문에서는 액화 공정의 성능을 평가하기 위해 단위 천연가스 ($\dot{m}_{\text{re-liquefied LNG}}$) 를 액화시키기 위해 필요한 전력량 ($P_{\text{power consumption}}$) 으로 에너지 효율 ($SPC$) 을 계산했다. 천연가스 운반선의 재액화 공정은 증발가스를 가스 소각 시스템에서 태우는 것을 피하고자 이를 저장탱크로 회수하는 것이 주 목적이므로 이를 목적 함수로 하여 최적화를 진행했으며, 목적함수는 아래의 식과 같이 표현할 수 있다.

$$SPC = \frac{P_{\text{power consumption}}}{\dot{m}_{\text{re-liquefied LNG}}} \text{ (kWh/kg LNG)}$$

3.2. 경제성 평가

최근 천연가스 운반선에 재액화 공정을 탑재하는 추세에 따라 시스템을 통해 경제적 이익을 얻을 수 있는 여부 및 그 정도에 대한 비용 분석이 필요하다. 천연가스 운반선의 주된 목적은 상품, 즉 천연가스를 목적지까지 운송하는 것이다. 재액화 공정의 설치 비용이 이를 통해 회수하는 천연가스의 가치보다 크다면 이미 협소한 공간에 무리하여 설치할 필요가 없어진다. 또한 앞서 서술한 에너지 효율의 관점만 고려한다면, 높은 효율을 얻기 위해 냉각 공정의 단 수를 늘리는 설계 결과가 도출된다. 하지만 이러한 접근은 공정의 복잡성과 투자 비용을 증가시켜, 최적 설계라 말하기 힘든 결과를 얻을 수 있다. 따라서 설계시 효율과 경제성은 함께

고려되어야 한다. 본 논문에서는 재액화 공정의 연간 장치비 ($ATCI$), 연간 운영비 ($ATOC$) 및 회수하지 못한 증발가스의 손실 (C_{BOGloss})을 합하여 재액화 공정의 총 연간 비용 (TAC)을 계산한 뒤, 이를 목적함수로 하여 최적화를 진행했으며, 이를 식으로 표현하면 아래와 같다 (Turton, 2013).

$$TAC = ATCI + ATOC + C_{\mathrm{BOGloss}}$$

연간 장치비 ($ATCI$)는 천연가스 운반선의 운용기간 (n) 을 20 년으로 가정하고 연간 10 %의 이율 (i) 을 적용하여 설비의 연간 투자비용을 추정했다 (Shin et al., 2003; Turton, 2013).

$$ATCI = TCI\left(\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}\right)$$

총 장치비는 아래의 식과 같이 표현되며, Q 는 시스템의 단위 집합이다.

$$TCI = F_{\mathrm{Ext}} \sum_j C_{\mathrm{P}}^j F_{\mathrm{BM}}^j, j \in Q$$

구매비용 (C_{p}^j) 은 장비 j 의 작동 압력 및 재질에 대한 계수이다. 각 장비 j 에 대한 베어 모듈 팩터 (F_{BM}^j) 는 아래 표와 같다. 예비비 (contingency) 와 수수료 (fee) 같은 추가 비용을 고려하기 위해 엑스트라 계수 (F_{Ext}) 를 고려해서 엑스트라 계수 (F_{Ext}) 를 적용했으며 본 논문에서는 1.18 으로 가정했다. 구매 비용 (C_{p}^j) 는 해당 유닛의 용량 (A) 에 대한 함수이며, 아래 식과 같이 구할 수 있다. 각 장비의 계수 (K_1, K_2, K_3) 는 아래 표와 같다 (Turton, 2013).

$$\log_{10} C_{\mathrm{p},j} = K_{1,j} + K_{2,j} \cdot \log_{10} A_j + K_{3,j} \cdot \left(\log_{10} A_j\right)^2$$

Table 1. Factors and coefficients for capital cost calculation.

Equipment	K_1	K_2	K_3	F_{BM}
Compressor	2.2897	1.3604	-0.1027	7.0
Liquid Turbine	2.2476	1.4965	-0.1618	6.2
Heat exchanger	4.6656	-0.1557	0.1547	4.3
Intercooler	2.7652	0.7282	0.0783	3.3 - 8.8
Phase separator	3.4974	0.4485	0.1074	10.3 - 36.9

연간 운영비 (*ATOC*) 는 유지 관리 및 운영과 관련된 비용을 합산하여 계산하며, 아래 식과 같다.

$$ATOC = F_{\mathrm{CTO}}\, ATCI + (C_{\mathrm{e}} \sum P_{\mathrm{comp}} + C_{\mathrm{cw}} \sum D_{\mathrm{cw}})$$

여기서 F_{CTO} 는 유지 보수 및 운영에 관련된 계수이며, 본 논문에서는 0.066 으로 가정했다. 이를 연간 장치비에 곱해 계산한다. 전기비 (C_{e}) 와 냉각수 비용 (C_{cw})) 은 단위 가격으로 압축기와 냉각기의 소모량을 곱하여 계산한다 (Turton, 2013).

마지막으로, 증발가스의 손실 비용 (C_{BOGloss}) 은 아래와 같이 계산했다.

$$C_{\mathrm{BOGloss}} = C_{\mathrm{LNG}} N_{\mathrm{cycle}} \sum E_{\mathrm{BOG}}^{j}\, t^{j}$$

여기서 C_{LNG}, N_{cycle}, E_{BOG}, t 는 각각 천연가스의 단위 가격, 연간 항해 횟수, 각 항해모드 (j) 에서 증발가스가 소각되는 양, 각 항해모드의 경과 시간을 의미한다.

3.3. 환경적 영향

선박에서 배출되는 온실가스 및 오염물질에 대한 규제는 재액화 공정 설계에서 중요한 이슈이다. 연료로 사용하고 남은 BOG를 저장탱크로 회수하는 재액화 공정은 가스 소각 시스템에서의 이산화탄소 배출을 줄일 수 있어 보다 환경친화적인 방법임에도 불구하고, 이러한 공정은 필연적으로 전력 소모를 증가시키고 이를 위해서 보조 엔진의 연료 소모량이 증가한다. 보조 엔진에서 연소되는 연료의 양이 많아지면 배출되는 이산화탄소의 증가로 이어지며, 따라서 재액화 공정의 환경적 영향을 에너지 효율 및 경제성과 함께 평가하는 것이 필요하다. 본 논문에서는 천연가스 운반선의 이산화탄소 배출량을 계산하여 재액화공정을 통해 이산화탄소 배출을 얼마가 저감할 수 있는지를 계산, 이를 통해 환경적 영향을 분석한다.

천연가스 운반선의 이산화탄소 배출은 세 가지 요인으로 나누어진다. 첫번째는 추진 엔진으로 이는 엔진의 사양과 연관되며, 두번째는 가스 소각 시스템으로 이는 이 시스템으로 유입되는 유량 및 조성과 관련이 있다. 마지막으로 보조 엔진으로 선박에서 필요한 전력을 생성하는 역할을 하는데, 재액화 공정을 구동하기 위해 전력이 필요하며 기존의 선박(재액화 공정이 탑재되지 않은)에 비해 전력 소모가 커지게 된다. 앞서 서술한 것 처럼, 전력 소모의 증가에 비례하여 연료 소모량이 많아지며 이산화탄소 배출량이

증가한다. 본 논문에서는 각 부분에서 배출되는 이산화탄소의 양을 GRI 3.0 반응 메커니즘과 함께 오픈 소스 소프트웨어인 Cantera 를 기반으로 계산했다 (Frenklach et al., 2021). 일반적인 이산화탄소 배출 계산에서는 연료의 모든 탄소가 단순히 이산화탄소로 변환된다고 가정하지만, Cantera 를 통해 연료의 연소시 화학반응을 고려하여 좀 더 정확한 계산을 할 수 있다. GRI Mech 3.0 은 53 종과 325 개의 기본 반응을 포함하는 메탄 연소에 최적화된 모델이다. 이를 통해 (1) 모든 천연가스 조성에 대한 열역학 특성 및 (2) 다양한 온도 및 압력에서 메탄 연소와 관련된 화학적 동역학을 고려할 수 있다. 특히 수치 시뮬레이션을 통해 화염 온도 및 극소량의 조성에 대한 고려를 통해 높은 수준의 정확도로 예혼합 (pre-mixed) 모드에서의 가압 연소를 예측할 수 있다. 따라서 본 연구에서 채택한 방법론은 흡입가스의 압력, 온도, 연료 조성 등의 엔진 운전 특성을 현실적으로 고려하여 가스 분사 엔진의 배기가스 조성을 보다 정확하게 추정할 수 있다.

Cantera 를 사용하여 연료(BOG)와 산화제(공기)의 혼합물이 균일하게 사전 혼합되고 일정한 에너지 및 부피로 연소 된다고 가정한다. 그 후 혼합물의 깁스 에너지가 최소화 (또는 최대 엔트로피) 가 되는 가스 조성을 산출한다. 화학 평형 조건은 아래 식과 같이 표현할 수 있다.

$$dS_{\text{Engine}} = \frac{1}{T}dU + \left(\frac{P}{T}\right)dV - \sum\left(\frac{\bar{\mu}_i}{T}\right)dN_i = 0$$

$dU = dV = 0$ 를 가정하고 element potential method 를 통해 아래와 같이 바꿔 쓸 수 있다 (Camberos et al., 2001).

$$Y_{\mathrm{CO2}} = \exp\left[-\frac{\hat{g}_i(T,P^0)}{RT} + \frac{\sum \lambda_j \eta_{ji}}{RT} - \ln(P/P^0)\right]$$

따라서 이산화탄소의 질량 방정식은 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$\begin{aligned}\dot{m}_{\mathrm{CO2}} &= \dot{m}_{\mathrm{CO2,PROP}} + \dot{m}_{\mathrm{CO2,AUX}} + \dot{m}_{\mathrm{CO2,GCU}} \\ &= Y_{\mathrm{CO2,engine}}\left[\dot{m}_{\mathrm{GAS,PROP}} + \dot{m}_{\mathrm{GAS,AUX}}\right] \\ &+ Y_{\mathrm{CO2,GCU}}\dot{m}_{\mathrm{GAS,GCU}}\end{aligned}$$

여기서 $Y_{\mathrm{CO2,engine}}$ 은 연료 조성, 유입 가스 온도, 압력 및 사용되는 엔진의 기하학적 특성(예: 2 행정 엔진의 압축비)에 따라 달라진다.

본 논문에서는 Matlab 인터페이스로 작성된 코드를 사용하여 Cantera 소프트웨어 라이브러리를 실행하고 대상 혼합물의 평형 조성을 분석했다. 앞서 서술한 것처럼 이산화탄소의 계산은 엔진 연소의 열역학적 상태에 따라 달라진다. 가스 소각시스템은 주로 상압에서 BOG 을 연소하지만, 추진 엔진 및 보조 엔진에서는 연료가 가압 및 가열 상태에서 연소된다. 아래 표는 운동 시뮬레이션을 위한 연소실의 열역학적 상태를 요약한 것이다.

Table 2. Thermodynamic state of the combustion chamber.

	Pressure	Temperature	Air-excess ratio
GCU	1 bar	300.4 K	1.1
Engine	32 bar	470.9 K	1.0

엔진의 유입 조건은 공정흐름도에서 탐색된 공기/연료 혼합 조건으로 자동 업데이트 된다. 이 때 공기와 연료는 일정한 엔탈피와 압력에서 혼합된다. 가스 소각 시스템에서의 연소는 정압 (constant pressure) 조건이 적용되었고, 엔진에서의 연소는 정체적 (constant volume) 조건이 적용되었다. 연소 후 생성된 가스 상태와 이산화탄소 농도는 평형 조건에 의해 결정된다. 일반적인 압축비, 즉 높은 연소 압력에서는 순반응 ($CO + O \rightarrow CO2$) 이 촉진되어 연소후 생성 가스의 이산화탄소를 증가시킨다. 반면에 과도한 압축이 일어날 경우 연소 온도를 증가시켜 분자간 충돌과 가스 생성물의 분리를 증가시킨다. 이러한 현상 역시 시뮬레이션 코드에서 고려되었다. 연소 중에는 화염 복사 (flame radiation) 및 벽 확산 (wall diffusion) 으로 인한 열 손실이 없다고 가정하였고 배기가스 재순환 (EGR, exhaust gas recirculation) 은 고려하지 않았다. 이상 기체 및 연소의 열역학 데이터는 Burcat 의 데이터베이스를 참조했다 (Burcat, 2021). 다양한 온도에서 열역학적 특성(비열, 엔탈피, 엔트로피 등)을 계산하기 위해 NASA 9-coefficient 다항식을 적용하여 계산했다 (McBride et al., 2002). VCS (Villars-Cruise-Smith) stoichiometric 알고리즘을 통해 element potential minimization 의 평형상태를 풀어냈다 (Wong, 2001).

3.4. 최적화

천연가스 운반선의 재액화 공정은 앞서 서술한 것과 같이 넓은 온도 구간을 냉각해야 하며, 또한 과도한 설비 투자는 시스템의 장점을 훼손하는 결과를 초래할 수 있다. 따라서 에너지 효율성 및 비용에 대한 최적화가 필요하다.

본 논문에서는 에너지 효율 및 경제성에 대한 최적화를 유전 알고리즘 및 PSO (Particle swarm optimization) 알고리즘을 적용하여 진행했다. 유전 알고리즘 (GA, Genetic algorithm) 은 1975 년 John Holland 가 제안한 자연 진화 과정을 모방한 전역 최적화 (global optimization) 기술이다. 이는 가능성을 가진 해들을 점차 변형함으로 세대를 거듭할 수록 점점 더 높은 가능성을 가진 해들을 만들어 낸다. 이러한 방식을 가졌기에 최적화가 진행될 수록 정답에 가까워지게 되지만, 일정 수준 최적화가 진행되거나, 해가 특정 범위에 들어오게 된다면 알고리즘을 종료하게 된다. 따라서 찾은 해에 대한 검증이 필요하며 본 논문에서는 이를 위해 PSO 알고리즘을 적용했다.

PSO 는 군집 기반 최적화의 한 방법론으로 후보 솔루션을 기반으로 하는 미분 없는 (derivative-free) 확률론적 알고리즘이다 (Marini and Walczak, 2015; Rios and Sahinidis, 2013). 경사하강법과 같은 방법론에서는 함수의 기울기를 따라 최적해를 찾아가는 반면, PSO 와 같은 군집 기반 최적화는 주어진 법칙과 각 후보 솔루션들이 갖고 있는 정보를 조합하여 최적해를 찾아간다. 따라서 계산량이 다른 방법에 비해 많다는 단점이 존재하지만, 각 후보 솔루션들의 정보를 조합하며 최적화를 진행하기 때문에 하나의 후보 솔루션이

지역 최적점에 매몰되더라도 전체적으로는 전역 최적점에 수렴할 수도 있다는 장점이 있다.

본 논문에서는 위의 두 방법을 적용하여 최적화를 진행했으며, 각 공정 별 변수 및 제약조건, 목적함수는 4장에서 자세히 다루겠다.

4. 재액화 공정 평가

4.1. 고압가스분사 엔진의 자가재액화 공정

본 장에서는 고압 가스 분사 엔진을 탑재한 천연가스 운반선의 재액화 시스템을 줄-톰슨 사이클을 이용한 자가 재액화 공정을 기반으로 설계하여 최적 설계안을 제안한다. 먼저, 재액화공정이 없는 추진 시스템을 모사한 후 연간 운영비를 추산하여 기준 케이스로 설정한 뒤, 줄-톰슨 사이클 기반의 재액화 공정의 연간 비용을 추산하여 비교한다. 공정 설비의 투자비와 운영비는 장비의 크기와 소모량을 기반으로 3.3 에서 서술한 방식에 따라 추산한다. 여러가지 설계안에 대해 3.4 에서 서술한 최적화 방식에 따라 연간 총 비용을 최소화하는 최적점을 찾는다. 또한 비용 추산에 큰 영향을 끼치는 요소 중 하나인 천연가스의 가격에 대한 민감도 분석을 수행하여 재액화 공정의 경제성을 평가한다.

4.1.1. 연료 공급 시스템

추진 시스템에는 발전용, 추진용의 두 가지 유형의 엔진이 탑재되었다고 가정했다. 보조 엔진 (발전용 엔진) 은 DFDE 타입 엔진으로 가정했으며, 주 엔진 (추진용 엔진) 은 HP 엔진 (고압 가스 분사 엔진) 으로 가정했다. 따라서 아래 그림에서 볼 수 있듯이 연료 공급 시스템에는 압력 사양이 다른 두 갈래의 가스 연료 스트림이 각 엔진으로 공급된다. 먼저 저장탱크에서 생성된 BOG 는 첫 번째 압축기 (K-1) 으로 유입된다. 압축기 유입 스트림인 B1 의 온도가 극저온이고 이로 인해 압축기 후단 스트림인 B2 의 온도가 충분히 낮은 관계로 따로 냉각기를 필요로 하지 않는다. 이후 엔진의 요구 유량을 제외한 나머지 유량은 GCU 로 보내어 소각한다. 나머지 BOG 는 두 번째 압축기 (K-2) 에서 압축된 후 냉각기 (IC-1)을 통해 45 도로 냉각된다. 중간 압축된 BOG (B6) 는 스트림 B7, B8 으로 나누어져 각각 보조 엔진과 주 엔진으로 공급된다. 주 엔진으로 공급되는 B8 스트림의 경우 압축기 (K-3, K-4, K-5) 와 냉각기 (IC-2, IC-3, IC-4) 를 거쳐 엔진의 요구 압력에 맞게 압축된다. 만일 생성된 BOG 로 연료 요구량을 맞추지 못할 경우 탱크에 저장되어 있는 액화천연가스를 추출하여 펌프 (LNG pump) 와 열교환기 (LNG vaporizer) 를 통해 추가 연료를 공급한다. 이를 기준 시스템이라 명명한다.

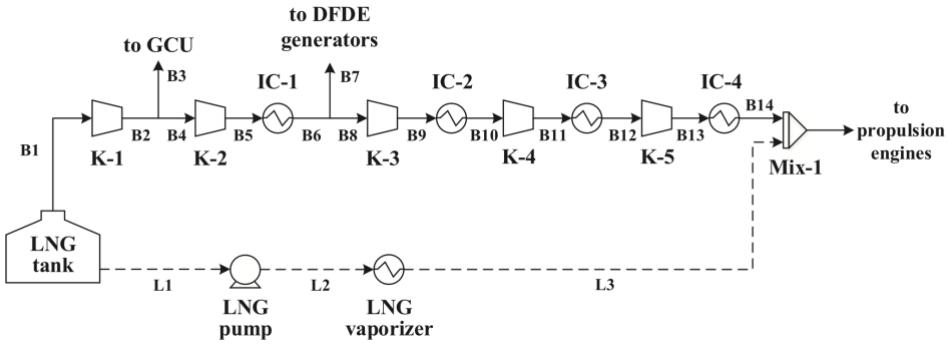


Fig. 7. Process flow diagram for the fuel supply system without BOG re-liquefaction

4.1.2. 재액화 공정 설계

4.1.1 에서 서술한 연료 공급 시스템을 수정하여 자가 재액화 공정을 설계했다. 연료 공급을 위해 고압 압축을 한 BOG 를 추출하여 줄-톰슨 사이클에서 냉매로 사용하는 방식의 공정으로, 아래 그림과 같이 4 단 압축된 후의 스트림 (B16) 을 극저온 열교환기 (CHE) 로 보낸다. 열교환기에서 냉각된 BOG (R2) 는 줄-톰슨 밸브 (VLV-1) 에서 감압된다. 이후 스트림 R4 는 상분리기 (phase separator) 에서 액체 (R5) 와 기체 (R7) 로 상분리가 된다. 스트림 R5 는 탱크에 주입하기 적합한 압력으로 또 다른 줄-톰슨 밸브 (VLV-2) 에서 감압된 후 저장 탱크로 유입된다. 스트림 R7 은 줄-톰슨 밸브 (VLV-3) 에 의해 추가로 갑압되어 저장 탱크에서 발생한 BOG (B1) 와 동일한 압력으로 맞춰진다. 이후 두 스트림은 혼합되어 열교환기 (CHE) 에서 냉열을 공급한다. 이 공정을 JT

process 라고 명명한다. 기준 시스템과 달리 압축기 K-1 의 입구 스트림은 혼합 스트림 (B2) 이 열교환기 (CHE) 에서 냉열을 공급하는 역할을 하기에, 극저온 온도를 갖지 않을 수도 있다. 따라서 BOG 재액화 공정이 함께 구성된 연료 공급 시스템은 첫번째 압축기 후단에 냉각기 (IC-1) 가 필요하다. 그러나 압축기 K-1 의 출구 온도가 냉각기의 출구 온도와 같거나 낮으면 냉각기는 시스템의 경제성 평가에서 제하였다.

고압 BOG (R2) 의 감압 과정을 줄-톰슨 밸브 (VLV-1) 와 함께 극저온 액체 터빈 (LT) 을 함께 사용하여 설계한다면 설계도를 다양화 할 수 있다. 이 때 극저온 액체 터빈에서 큰 폭의 감압을 진행한다면 출구에서 증기가 생성되어 장비의 고장을 초래하므로, 줄-톰슨 밸브와 함께 설계하였다. 액체 터빈을 함께 설치하는 설계도는 장비가 추가되어 비용이 증가하지만, 스트림 R2 가 감압 과정에서 등 엔트로피 팽창을 하도록 하여 줄-톰슨 밸브만을 통해 감압할 때 보다 (즉, 등 엔탈피 팽창을 할 때 보다) 더 낮은 온도로 냉각이 가능하며 출구 스트림의 기체 분율 (vapor fraction) 을 줄일 수 있다. 따라서 상분리기를 통해 더 많은 양의 액체 (LNG) 를 생성할 수 있으며 시스템 상에서 냉매로 사용되는 기체의 온도를 더 낮추어 더 많은 양의 냉열을 사용할 수 있다. 게다가 액체 터빈은 압력 에너지를 일로 변환하여 연료 공급 시스템의 압축기에서 소모하는 전력을 일정부분 충당할 수 있다. 따라서 본 연구에서는 액체 터빈을 재액화 공정에 사용하는 것을 총 연간 비용을 줄일 수 있는 옵션으로 고려하였으며, 이를 LT-JT 시스템이라 한다.

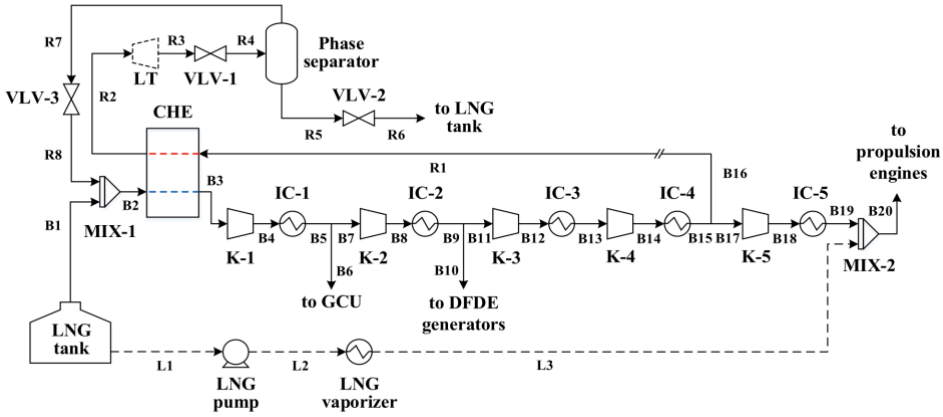


Fig. 8. Process flow diagram for the fuel supply system with the LT process (the LT-JT process is indicated by the dotted equipment LT).

상분리기 후단에서 생성된 기체 스트림 (R8) 은 저장탱크에서 생성된 BOG 에 비해 훨씬 낮은 온도를 갖는다. 이전 방식의 설계는 R8 의 저온 에너지를 활용하지 않고 BOG (B1) 과의 혼합하며 이는 온도 차로 인한 엔트로피의 발생을 증가시킨다. 이를 개선하기 위해 아래 그림에서 볼 수 있듯이 두 스트림을 열교환기 (CHE) 로 따로 유입시켜 냉열을 사용한 다음 후단에서 혼합하는 방식의 설계를 고안했다. 스트림 R8 의 낮은 온도는 열교환기의 LMTD (log mean temperature difference) 를 증가시켜 엔트로피를 발생시키지만, 이러한 큰 온도차이는 열교환 면적을 줄일 수 있어 열교환기의 비용을 줄일 수 있다. 또한 열교환기 배출구의 두 저온 스트림은 거의 동일한 온도를 가지므로 믹서 (MIX-1) 에서의 엔트로피 생성을 줄일 수 있다. 이러한 방식의 설계를 LP mix LT-JT 시스템이라 하며 아래 그림과 같다.

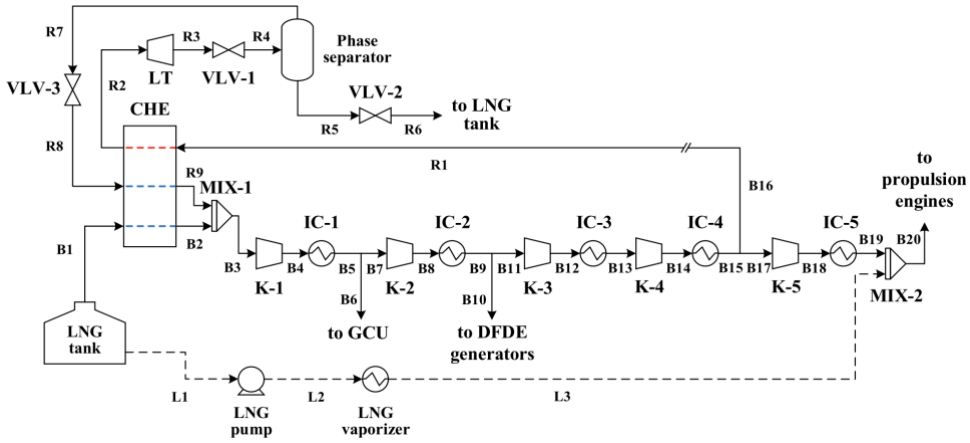


Fig. 9. Process flow diagram for the fuel supply system with the LP mix LT-JT process.

LP mix LT-JT 시스템에서 적용한 믹서의 위치를 열교환기 후단으로 옮기는 설계는 상분리기의 기체 생성물 (R7) 은 줄-톰슨 밸브 (VLV-3) 에서 대기압 근처의 스트림 B1 의 압력과 비슷한 수준으로 감압해야 한다. 대안으로, 열교환기 후단 스트림 (R9) 을 기존보다 높은 압력으로 유지한다면 1 단 압축을 거친 스트림 (B6) 와 혼합할 수 있다. 이 구성을 IP mix LT-JT 시스템이라 하며 아래 그림과 같다. 압축기 K-1 및 냉각기 IC-1 을 우회하기 때문에 투자비와 운영비 모두를 절감할 수 있다는 장점이 있다.

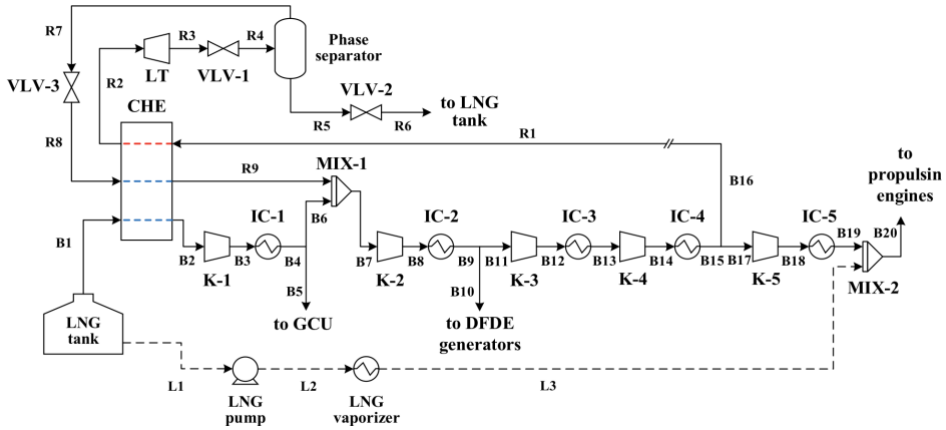


Fig. 10. Process flow diagram for the fuel supply system with the IP mix LT-JT process.

위 시스템과 동일한 원리를 적용하여 열교환기에서 가열된 스트림 (R9) 을 고압 BOG 스트림 (B10) 과 혼합하여 압축기와 냉각기 두 단계를 우회할 수 있다. 이러한 컨셉의 설계를 HP mix LT-JT 시스템이라 하며 아래 그림과 같다. 스트림 R9 가 세번째 또는 네번째 압축기 (K-3 또는 K-4) 의 BOG 스트림과 혼합되는 경우 VLV-1 의 후단 압력이 40 bar 이상으로 제한된다. 이 경우 줄-톰슨 밸브에서 기체가 생성되지 않으며 이는 LT-JT 시스템과 동일한 컨셉을 갖게 된다. 따라서 3 단 이상의 압축기를 우회하는 컨셉은 본 연구에서는 고려하지 않았다.

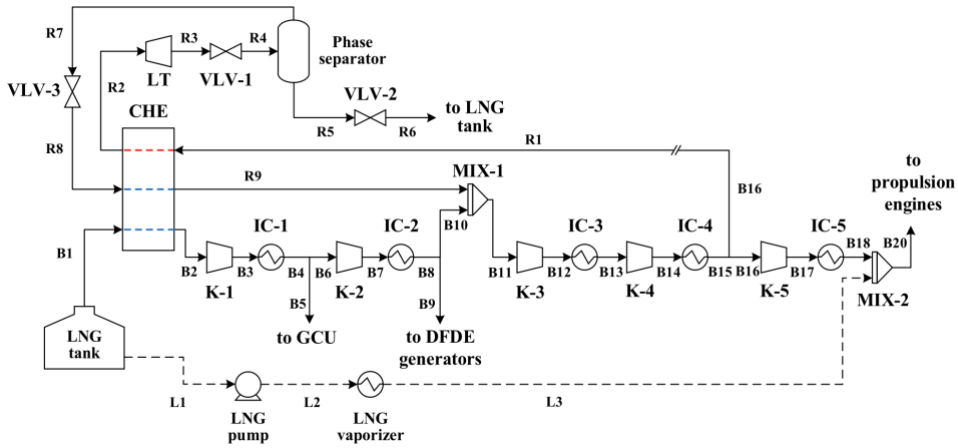


Fig. 11. Process flow diagram for the fuel supply system with the HP mix LT-JT process.

위 냉열을 이용한 세 가지 설계안의 경우 감압 과정에서 액체 터빈이 없는 경우도 함께 고려해서 비교분석을 수행했다. 이를 LP, IP 그리고 HP mix JT 시스템 이라 한다. 이 비교 분석을 통해 증기 터빈이 재액화 공정에 미치는 영향을 함께 분석한다.

4.1.3. 설계 상세 조건

본 논문에서는 연료 공급 시스템과 재액화 공정에 대한 설계를 진행했다. 따라서 천연가스 저장탱크, 가스 소각 시스템, 엔진 등과 같은 다른 하위 시스템은 고려하지 않았다. 연료 공급 시스템은 상용 소프트웨어인 Aspen HYSYS V9 를 사용하여 모델링 및 시뮬레이션을 진행했다. 본 연구에서는 탄화수소 혼합물인 BOG

를 고압, 저온 상태에 이르기까지 모사하므로 이에 적합한 상태방정식인 Peng-Robinson 상태방적식을 적용했다. 모델링 과정에서 장비에서의 열 손실이 없다고 가정했지만, 실제 장비들의 경우 공정 장비들이 극저온 상태에서 작동되는 관계로 약간의 열 손실이 발생할 것이며, 이로 인해 일정 수준의 오차가 생길 수도 있다. 장비에 대한 기타 상세 조건은 아래 표에 나타내었다.

Table 3. Design parameters for the fuel supply system.

Parameters	Unit	Value
Compressor efficiency	adiabatic %	75
Liquid expander efficiency	adiabatic %	75
Intercooler outlet temperature	°C	45
Intercooler Δp	bar	0.5
Heat exchanger ΔT_{min}	°C	3
Heat exchanger Δp	bar	0.03 - 1

저장 탱크에 저장된 액화천연가스의 조성은 EU 시장에서 제시한 총 발열량을 만족하는 조성으로 가정하였으며, 자세한 저장 조건은 아래 표와 같다.

Table 4. The conditions of the stored LNG.

Parameters	Unit	Value
LNG composition		
Nitrogen	mol %	0.37
Methane	mol %	95.89
Ethane	mol %	2.96
Propane	mol %	0.72

n-Butane	mol %	0.06
LNG temperature	°C	-161.80
LNG pressure	bar	1.06
LNG density	kg/m^3	437.89
BOR	vol % / day	0.1

연료 공급 시스템에 공급되는 BOG 는 연결된 파이프 라인을 통한 열 누출 및 압력 강하로 인해 저장된 액화 천연가스 보다 높은 온도와 낮은 압력을 가지는 것으로 가정했으며, 자세한 정보는 아래 표와 같다.

Table 5. The conditions of BOG from the storage tank.

Parameters	Unit	Value
BOG composition		
Nitrogen	mol %	0.48
Methane	mol %	99.49
Ethane	mol %	0.03
BOG temperature	°C	-120.00
BOG pressure	bar	1.03

저장 탱크에서 발생하는 BOG 의 양을 추산하기 위해 증발율 (BOG, boil-off rate) 계산이 필요한데, 이는 주변 온도, 저장 탱크의 재질과 두께 및 사이즈 정보, 선박의 운동 등과 같이 복잡한 정보들로 구성된 함수이기 때문에 포괄적인 CFD 모델이 필요하다. 또한 액화천연가스 내의 가벼운 조성들이 항해 중 지속적으로 기화되어 결국에는 무거운 탄화수소가 풍부한 조성으로 변화할 것이다. 저장된 천연가스의 시간에 따른 조성 변화를 weathering 프로세스라 하며, 이는 기화 메커니즘에도 영향을 미치므로 BOG 의

양과 조성에 영향을 끼친다. 이와 관련하여 많은 선행연구들이 수행되었으며, 하루 저장된 천연가스의 0.08 에서 0.15 vol % 가 증발한다는 연구 결과가 있다. 따라서 본 논문에서는 BOR 을 0.1 vol %/day 로 가정하였으며, 시간당 발생하는 BOG 의 양은 아래 식과 같이 계산할 수 있다.

$$\dot{\boldsymbol{m}}_{\mathbf{BOG}} = \boldsymbol{r}_{\mathbf{BOR}} \times \boldsymbol{V}_{\mathbf{tank}} \times \boldsymbol{Lv}_{\mathbf{tank}} \times \boldsymbol{\rho}_{\mathbf{LNG}}$$

여기서 $\boldsymbol{r}_{\mathbf{BOR}}$은 증발율, $\boldsymbol{V}_{\mathbf{tank}}$는 저장 탱크의 총 부피, $\boldsymbol{Lv}_{\mathbf{tank}}$는 탱크의 액체 수위, $\boldsymbol{\rho}_{\mathbf{LNG}}$는 액화천연가스의 밀도이다. 본 연구에서는 170,000 m3 (new conventional size) 의 멤브레인형 저장탱크를 가진 대형 천연가스 운반선을 고려하였으며, 탱크의 95 vol % 가 화물로 채워져 있다고 가정했다. 이에 따라 계산한 결과, 2946.5 kg/h 의 BOG 가 항해 중에 생성되는 것으로 가정했다. 시뮬레이션 모델에서는 저장탱크에 균일한 열 유입이 있다는 것으로 가정했다.

두 대의 DFDE 발전기 엔진이 50 % 부하에서 작동되어 4000 kW 의 전력을 생산하여 천연가스 운반선에 공급한다. 이를 위해 필요한 연료량을 계산하기 위해 SFOC (specific fuel oil consumption) 을 7671 kJ/kWh 으로 가정했다. 추진 엔진의 경우 Man Diesel & Turbo 사의 5G70 모델을 적용하여 평균 속도를 내기 위한 9938 kW 의 동력을 생산하기 위한 필요 연료량을 계산하기 위해 SFOC 값을 6280 kJ/kWh 로 가정했다. 전력 생산 및 추진에 필요한 연료 요구량은 아래 식과 같이 계산했다.

$$\dot{\mathrm{m}}_{\mathrm{fuel}} = \frac{P_{\mathrm{engine}} \times SFOC_{\mathrm{engine}}}{LHV_{\mathrm{fuel}}}$$

여기서 $\boldsymbol{P}_{\mathbf{engine}}$ 및 $\boldsymbol{SFOC}_{\mathbf{engine}}$ 은 엔진의 전력 요구량 및 엔진의 SFOC 값이며, $\boldsymbol{LHV}_{\mathbf{fuel}}$ 은 연료로 공급되는 BOG 의 저위발열량 (LHV, lower heating value) 이다. 기준 시스템과는 달리,

재액화 공정이 탑재된 경우 재순환하는 BOG 와 재액화율에 의해 각 엔진으로 공급되는 BOG 의 조성이 달라지고, 이에 따라 저위발열량 값이 차이가 난다.

재액화된 BOG 는 2.5 bar 의 압력으로 팽창되며, 2 상 스트림은 저장 탱크로 회수된다. 따라서 기체 생성물은 저장탱크에서 발생한 BOG 와 혼합되어 연료 공급 시스템으로 공급된다. 가스 소각 시스템에서 소각하는 BOG 의 경우 파이프라인의 압력 강하 등을 고려해 3.5 bar 의 압력을 맞춰 공급된다. 아래 표는 본 논문에서 적용한 연료 및 재액화 BOG 에 대한 기타 조건을 나타낸다.

Table 6. Specifications of the products.

Parameters	Unit	Value
DFDE fuel temperature	°C	45
DFDE fuel pressure	bar	11.5
DFDE fuel mass flow rate[a]	kg/h	621
ME-GI fuel temperature	°C	45
ME-GI fuel pressure	bar	300
ME-GI fuel mass flow rate[a]	kg/h	1262
Re-liquefied BOG pressure	bar	2.5
BOG pressure for GCU	bar	3.5

천연가스의 가격은 5 USD/MMBTU (1 MMBTU = 1055 MJ) 로 가정하였고 운반선의 항로는 미국에서 스페인으로 가정했다. 천연가스의 가격은 가스 소각 시스템에서 소각된 BOG 의 경제적 손실을 계산하는데 사용된다. 손실된 BOG 의 양은 운반선의 항해

상황에 따라 달라진다. 항해 중 BOG 는 엔진에 요구 연료량을 공급한 뒤 나머지는 가스 소각 시스템에서 태워진다. 수입 터미널에서 화물을 하역하는 과정에서는 추진 엔진은 정지된 상태이고 보조 엔진만 가동되며, 남는 BOG 는 소각한다. 아래 표는 연간 BOG 의 손실량을 추정하기 위해 본 논문에서 가정한 항해 일정이다.

Table 7. The voyage schedule of the LNG vessel.

Parameters	Unit	Value
Voyage speed	kts	15.5
Voyage	d/cycle	12
Unloading	d/cycle	0.5
Number of cycle	cycle/yr	12

3.2 에서 서술한 경제성 평가 방법론에 따라 기준 연료 공급 시스템 및 재액화 공정의 비용을 추산하였으며, 3.4 에서 서술한 최적화 방법론에 최적화를 진행했다. 최적화는 아래 식과 같이 변수 x 에 따라 연간 비용 (TAC) 를 최소화하기 위해 수행했다.

$$\min_{\mathbf{x}} f(\mathbf{x}) = TAC$$

$$\begin{aligned} \text{subject to} \quad & \Delta T_{\text{min,CHE}} \geq 3 \\ & \Delta p_{\text{VLV}-1} \geq 0 \\ & x_{\text{LT,out}}^{\text{vap}} \leq 0.05 \\ & 1.5 \leq Pr_{\text{K}-5} \leq 4 \\ & \mathbf{x}_{\boldsymbol{LB}} \leq \mathbf{x} \leq \mathbf{x}_{\boldsymbol{UB}} \end{aligned}$$

첫 번째 압축기의 출구 압력은 가스 소각 시스템으로 보내지는 BOG 의 요구 압력인 3.5 bar 를 충족하도록 고정했다. 두 번째 및 다섯 번째 압축기의 배출 압력은 보조 엔진 및 추진

엔진의 요구 압력을 맞추도록 설정했다. 세 번째 및 네 번째 압축기의 압축비는 1.5 에서 4 사이의 값을 가지도록 했다.

재순환하는 BOG 의 예냉각 온도와 줄-톰슨 밸브 (VLV-1) 의 출구 압력도 변수로 설정했다. 또한, 가스 소각 시스템으로 보내지는 BOG 의 유량은 액화 설비의 용량에 영향을 끼치는 요인으로 이 역시 변수로 설정했다. 변수의 상한은 기준 시스템에서의 가스 소각 시스템 유량을 최대로 설정하였다. 재액화 공정에 액체 터빈이 포함되어 있는 경우, 출구 압력 역시 최적 변수로 설정했다. 이 경우 출구 스트림의 기체 분율을 기계의 성능 저하를 막기위해 0 으로 제한하였다. 액체 터빈과 줄-톰슨 밸브 사이의 압력 상하를 두기 위해, 밸브의 압력 차가 0 보다 크게 유지되도록 제한했다.

재순환되는 BOG 의 압력과 예냉각 온도는 줄-톰슨 사이클에서 공정의 성능에 영향을 끼치는 주요 변수들이다. 줄-톰슨 사이클에서 밸브에서의 팽창을 통한 냉각 효과를 얻기 위해서는 줄-톰슨 계수 (단위 압력 강하 당 온도 변화) 가 양수가 되어야 한다. 이 계수는 줄-톰슨 밸브의 입구 온도와 밸브 전/후의 압력에 의해 영향을 받으므로, 이를 최대화 하는 방향으로 설계했다. 줄-톰슨 계수가 커질수록, 더 적은 압력 강하로 큰 냉각 효과를 얻을 수 있으며, 이는 BOG 의 부스팅 압력을 감소시켜 압축기에서의 전력 소모를 줄일 수 있다. 또한, 극저온 열교환기의 경우 최소 온도 차 (minimum temperature difference) 를 3 K 로 제한하였다.

4.1.4. 시스템 평가

본 장에서는 4.1.2 에서 서술한 공정들에 대한 시뮬레이션 및 최적화 결과를 비교분석한다. 아래 표들은 최적화 변수의 범위 및 그 결과를 나타낸 것으로, 이를 통해 재액화 공정의 설치를 통해 경제적 이득을 얻을 수 있음을 알 수 있다. 재액화 공정 설비의 설치로 인해 투자비 (TCI) 는 2.34 MUSD 가 증가하지만, 연간 비용 (TAC) 은 기준 시스템에 비해 9.4 % 감소한다. 따라서 천연가스의 가격이 5 USD/MMBTU 인 경우 연료 공급 시스템과 재액화 공정을 함께 설치하면 기준 시스템에 비해 비용 절감을 할 수 있으며, 이에 따른 투자 회수 기간 (payback time) 은 5.6 년 이다.

재액화 설비의 추가와 재순환하여 늘어난 유량 때문에 증가하는 압축기의 전력 소모로 인해 연간 투자비 (ATCI) 와 연간 운영비 (ATOC) 는 기준 시스템 대비 두 배 이상 증가했다. 주된 원인을 살펴보면 압축기의 용량이 늘어난 것과 열교환기의 설치였다. 그러나 재액화 공정을 통해 항해 중 가스 소각 시스템에서 태워지는 BOG 을 거의 모든 부분을 회수할 수 있었다. 이에 따라 재액화 공정은 하역 시에만 BOG 의 손실이 발생한다. 따라서 가스 소각 시스템을 통한 BOG 의 손실을 91.7 % 감소하여 연간 투자비와 연간 운영비의 증가에도 불구하고 경제적 이익을 얻을 수 있었다.

항해 중 가스 소각 시스템의 유량이 줄어든다는 것은 또한 배기가스의 유해물질 배출을 감소시킨다. 이는 즉 재액화 시스템의 설치를 통해 최근 심화된 환경 규제를 비교적 쉽게 만족 시킬 수 있음을 의미한다.

재액화 공정의 재액화율이 아래 표에서 나타난 것과 같이 1 보다 작은 값을 나타낸다. 상대적으로 낮은 재액화율은 가스 소각 시스템에서의 BOG 손실을 막기 위해 전량을 재액화 할 필요는 없다는 것을 의미한다. 그 결과 설비의 용량을 줄일 수 있고 이는 연간 비용의 감소로 이어졌다.

공정 간의 비교를 하자면, 액체 터빈을 설치한 공정이 줄-톰슨 밸브 만으로 이루어진 공정에 비해 연간 비용이 적게 들었다 (HP mix LT-JT 제외). 액체 터빈의 설치를 통해 약 2.4 % 의 비용을 줄일 수 있었는데, 이는 압축기의 전력 소모 감소와 열교환기의 크기 감소에 의한 것이었다. 아래 표와 같이 액체 터빈을 팽창시 함께 사용한 경우 줄-톰슨 밸브 만을 이용한 경우에 비해 재액화율이 높게 나타났다. 재액화율이 높다는 것은 상분리기 후단의 기체 생성율이 적다는 것을 의미하며, 이는 곧 재순환 유량의 감소로 모든 장비들의 용량을 줄일 수 있다. 이에 따라 연간 투자비 및 연간 운영비가 줄어들었다. 또한 액체 터빈의 전력 생산 역시 적은 양이지만 운영 비용을 줄이는 데 기여를 했다.

주목할 만한 점은 액체 터빈을 함께 설치한 경우 LMTD (log mean temperature difference) 값이 증가했다는 것이다. LMTD 값이 증가할 경우 엔트로피 생성이 유발되어 공정의 열역학적 효율을 낮추지만, UA 값과 열교환기의 장치비를 감소시킨다. 요약하자면, 액체 터빈을 함께 설치하는 경우 줄-톰슨 밸브만 설치된 경우에 비하여 단위 천연가스 액화당 전력 소모량이 같거나 낮으며, 이는 LMTD 값이 증가했을 지라도 열역학적 효율을 개선할 수 있다는 것을 의미한다.

액체 터빈을 함께 설치한 경우를 자세히 살펴보자면, LP mix LT-JT 공정이 LT-JT 공정에 비해 연간 비용에서 약간의 비용이 절감되었다. LT-JT 공정의 경우 탱크의 BOG 와 상 분리기의 기체 생성물의 혼합은 스트림의 큰 온도 차이로 인해서 믹서 (MIX-1)에서 엔트로피 생성을 유발한다. 대조적으로, LP mix LT-JT 공정은 열교환기를 통과한 후 두 개의 저온 스트림을 혼합하는 방식으로, 열교환기 후단에서 두 스트림은 거의 동일한 온도를 가지며 이로 인해 엔트로피 생성이 감소한다. 억제된 엔트로피 생성으로 인해 압축기의 전력 소모 감소가 비용 차이를 가져왔다고 해석된다.

IP mix LT-JT 공정 역시 LT-JT 공정에 비해 연간 비용을 절감할 수 있다는 결과가 나타났다. 앞서 4.1.2 에서 서술했듯이 상 분리기 후단의 기체 생성물이 첫번째 압축기를 우회하여 두번째 압축기로 유입된다. 이 간단한 수정으로 인해 첫 번째 압축기의 설계 용량이 줄어들면서 비용을 줄일 수 있었던 것으로 보인다.

다른 LT 기반 공정들과는 다르게, HP mix LT-JT 공정은 LT-JT 공정에 비해 연간 비용이 오히려 더 늘어났다. 아래 표에서 볼 수 있듯이 두 스트림의 혼합 위치가 비교적 고압으로 옮겨지면서 팽창 압력이 12 bar 로 설정되었다. 이로 인해 상 분리기 후단의 기체 생성물이 줄어들어 재액화율이 0.97 까지 올라갔다. 결과적으로 이는 상 분리기에서 기체 스트림이 없는 LT-JT 공정과 거의 동일하게 설계되지만, 오히려 두 번째 압축기의 토출 압력으로 줄-톰슨 팽창의 압력이 지정되면서 전력 소비량의 증가와 함께 연간 비용이 늘어난 것으로 해석된다.

LP 및 IP mix LT-JT 공정에 적용된 설계는 팽창 과정에서 액체 터빈이 없을 경우에도 비용적인 측면에서 유리함을 보였다. 액체

터빈이 없이도 기본 JT 공정에 비해 연간 비용이 줄어들었으며 IP mix JT 공정은 LT-JT 시스템과 거의 유사한 투자 회수 기간을 갖는 것으로 나타났다. 따라서 만약 액체 터빈에 대한 사용이 여의치 않은 경우에는 IP mix JT 공정이 비슷한 성능을 내는 대안이 될 수 있을 것으로 보인다.

Table 8. Bounds for the decision variables and the best solutions obtained.

Variable	Unit	LB	UB	Optimal value					
				Reference	JT	LT-JT	LP mix LT-JT	IP mix LT-JT	HP mix LT-JT
$\dot{m}_{\mathrm{GCU}}$	kg/h	0.0	1070.4	1070.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
$Pr_{\mathrm{K-3}}$	-	1.5	4.0	3.8	3.9	3.8	3.9	3.9	3.9
$Pr_{\mathrm{K-4}}$	-	1.5	4.0	3.1	3.1	3.1	3.2	3.1	3.3
p_{R3}	bar	5.0	60.0	-	-	7.9	7.7	8.7	12.0
p_{R4}	bar	2.5[a]	20.0	-	2.5	2.5	2.5	4.0	12.0
T_{R2}	°C	-122.0	-60.0	-	-119.6	-120	-120.2	-117.4	-117.2

[a]4.0 for the LP mix LT-JT process and 12.0 for the HP mix LT-JT process

Table 9. Optimization results with process performance parameters.

	Unit	Reference	JT	LT-JT	LP mix LT-JT	IP mix LT-JT	HP mix LT-JT
Liquefaction ratio[a]	-	-	0.75	0.80	0.80	0.83	1.00
$\dot{m}_{\mathrm{LNG}}$	kg/h	-	1063.34	1063.66	1063.71	1063.33	1063.90
$\dot{m}_{\mathrm{GCU}}$	kg/h	1070.42	0.00	0.00	0.00	0.000	0.00
P_{comp}	kW	511.09	1097.41	1071.05	1068.47	1055.01	1089.41
P_{LT}	kW	-	0.00	8.81	8.78	8.83	9.21

Specific power[b]		kWh/kg	-	0.46	0.44	0.44	0.44	0.46
MCH	Cold duty	kW	-	268.47	251.67	250.80	253.48	252.76
	UA	MW/°C	-	26.55	21.20	21.18	20.41	22.80
	LMTD	°C	-	10.11	11.87	11.84	12.42	11.09
	$\Delta T_{\min}$	°C	-	3.52	3.34	3.41	4.78	3.00
ATCI	Compressor	$/yr	234161	421747	414256	413520	409664	419480
	LT	$/yr	-	-	4102	4084	4113	4326
	MCH	$/yr	-	75305	68415	68385	67358	70511
	Intercooler	$/yr	4600	16933	16525	16488	16340	16684
	Separator	$/yr	-	15694	15694	15694	15693	15691
	Total	$/yr	238761	529680	518991	518171	513168	526692
ATOC	Other[c]	$/yr	134159	297626	289315	288864	289037	312621
	Net power	$/yr	226055	485385	469828	468703	462724	477770
	Intercooler	$/yr	2100	6857	6648	6633	6560	6791
	Total	$/yr	362314	789867	765791	764199	758321	797183
BOG loss		$/yr	948686	78834	78834	78834	78834	78834
TAC		$/yr	1549761	1398382	1363616	1361204	1350323	1402709

[a]Liquid fraction of the phase separator inlet stream.
[b]The fraction of the total compression power related to recycled BOG mass flow rate / the final liquid product entering the storage tank.
[c]The fixed cost, the maintenance cost and the cost for supplies.

Table 10. The optimization result of the LP, IP and HP mix JT processes.

Parameter	Unit	JT	LT-JT	LT mix JT	IP mix JT	HP mix JT
TAC	k$/yr	1398.38	1364.41	1395.72	1379.15	1428.21
Relative payback period	yr	5.60	5.13	5.56	5.31	6.01

4.1.5. 민감도 분석

천연가스의 가격은 선박의 연료 공급 시스템의 경제성을 평가할 때 중요한 매개변수 중 하나이다. 연료로 사용하고 남은

BOG 를 가스 소각 시스템에서 태우는 것은 화물의 손실로 고려되며, 손실량을 추산함에 있어 천연가스의 가격이 필요하다. 천연 가스의 가격이 재액화 공정에 미치는 영향을 측정하기 위해서 MMBTU 당 2 달러에서 8 달러 까지 가격을 변화시키면서 민감도 분석을 수행했다. 아래 그림에서 볼 수 있듯이, 기준 시스템의 연간 비용은 천연가스의 가격에 따라 증가했다. 기준 시스템의 압력과 온도 등의 운전 조건은 천연가스의 가격에 따라 변하지 않았으며, 가스 소각 시스템에서 손실되는 BOG 의 비용이 천연가스의 가격에 따라 변화하여 총 연간 비용에 영향을 끼쳤다. 따라서 기준 시스템의 경우 공정상 상당한 부분의 BOG 가 소각되기 때문에 천연가스의 가격에 민감하게 나타났다. 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $2 에서 $8 로 상승하면 총 연간 비용이 두 배 이상 증가한다.

대조적으로, 재액화 공정이 설치된 경우는 천연가스의 가격에 보다 덜 민감하게 나타났다. 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $2 에서 $4 로 증가하면서, 총 연간비용 역시 증가하였다. 반면 가격이 $4 에서 $8 까지는 그 증가 폭이 감소하는 것을 알 수 있었다. 이는 MMBTU 당 $4 이상의 가격에서는 가스 소각 시스템에서 태워지는 BOG 의 양이 없기 때문이다. 따라서 위 경우들에서는 BOG 의 손실이 하역 중에만 발생하며, 상대적으로 천연가스의 가격에 덜 민감한 것으로 해석된다.

MMBTU 당 $ 4 이하의 가격에서는 천연가스의 가격이 감소할 수록 가스 소각 시스템에서 태우는 BOG 의 양이 증가했다. 소각시키는 BOG 의 증가는 재액화 공정을 통해 회수할 수 있는 천연가스의 양이 줄어듦을 의미한다. 따라서 천연가스의 가격이 $ 4 아래일 경우 재액화 공정을 통해 천연가스를 회수하면서 얻을 수

있는 경제적 이득 보다 재액화 공정의 장치비 및 운영비가 더 크기 때문에 재액화 공정을 설치하기 보다는 가스 소각 시스템에서의 소각이 더 유리하다는 결과가 나타났다.

MMBTU 당 $4 미만의 가격에서 모든 공정이 천연가스의 액화를 최소화 시키는 편이 총 연간 비용을 최소화 하는 설계점인 것으로 결과가 나타났지만, 이들은 모두 기준 시스템에 비해 총 연간 비용이 증가한 것으로 나타났다. 이는 장비들의 개수가 많아짐에 따라 발생한 결과로 해석된다. 각 장비들의 용량이 최소화 되었다고 해도 구매 비용에서의 고정 지출이 없어지는 것은 아니기 때문에 총 투자비가 증가한다. 또한 유지 보수 등과 같은 기타 비용들 역시 증가하기 때문에 총 연간 비용이 증가한 것으로 해석된다.

천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 4 이상일 때는 재액화 공정을 설치한 설계가 기준 시스템에 비해 총 연간 비용이 낮음을 알 수 있다. 가격이 $ 4 일 때는 액체 터빈을 설치한 경우 HP mix 공정을 제외한 다른 공정들은 기준 시스템보다 경제적인 것으로 나타났다. 가격이 $ 5 이상에서는 모든 공정들이 기준 시스템에 비해 경제적으로 유리함을 알 수 있었다. BOG 재액화 공정보다 기준 시스템의 비용이 높은 것은 천연 가스의 가격에 비례하는 BOG 손실액 때문이다. 따라서 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $4 이상인 경우 재액화 공정의 설치를 통해 비용을 절감할 수 있다.

천연가스의 가격이 $4 이상일 때, IP mix LT-JT 공정이 가장 경제적이고, LP mix LT-JT 공정과 LT-JT 공정이 그 다음인 것으로 나타났다. JT 공정과 HP mix LT-JT 공정은 총 연간 비용이 유사한 것으로 나타났으며 다른 공정 설계에 비해 경제적으로 불리한

것으로 나타났다. 이는 4.1.4 의 결과가 유사한 경향을 보인다. 그러나 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $2, $3 수준으로 떨어지면 HP mix LT-JT 공정을 제외하고는 모든 공정이 거의 동일한 총 연간 비용을 나타냈다. 공정에서 천연가스의 생산량을 최소화 하고 장비의 크기를 줄이면 각 설계안 별 차이가 줄어들기 때문이다. HP mix LT-JT 공정의 경우 제한된 팽창 압력으로 인해 다른 공정들에 비해 총 연간 비용이 더 큰 것으로 해석된다.

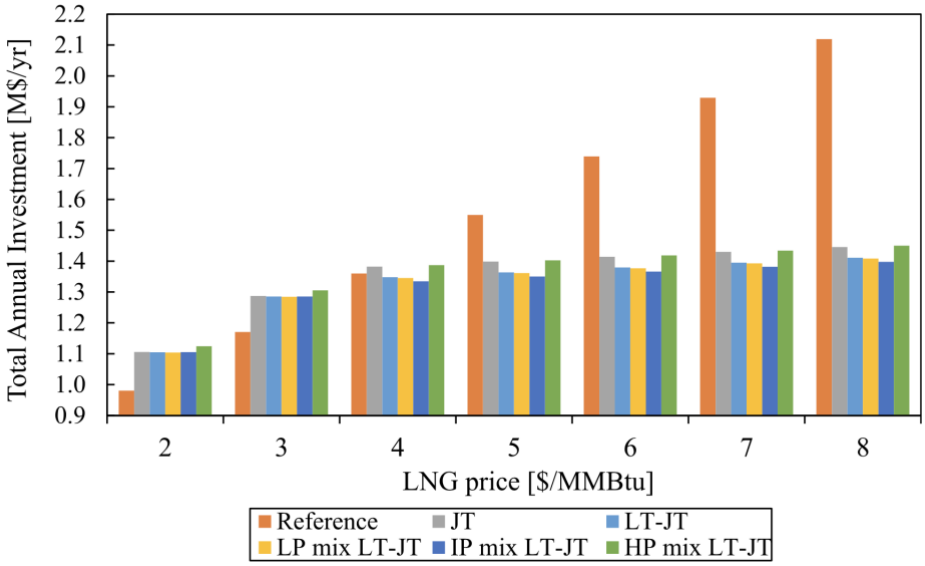


Fig. 12. Total annual cost as function of LNG price.

Table 11. The mass flow rates of the LNG product and the BOG sent to the GCU for different LNG prices.

LNG price [$/MMBTU]	Reference		JT		LT-JT		LP mix LT-JT		IP mix LT-JT		HP mix LT-JT	
	$\dot{m}_{LNG}$	$\dot{m}_{GCU}$	$\dot{m}_{LNG}$	$\dot{m}_{GCU}$	$\dot{m}_{LNG}$	$\dot{m}_{GCU}$	$\dot{m}_{LNG}$	$\dot{m}_{GCU}$	$\dot{m}_{LNG}$	$\dot{m}_{GCU}$	$\dot{m}_{LNG}$	$\dot{m}_{GCU}$

2	0	1070	40	1030	45	1025	45	1025	45	1025	43	1027
3	0	1070	63	1007	73	997	75	995	83	987	69	1001
4	0	1070	1015	55	1064	0	1064	0	1063	0	1064	0
5	0	1070	1063	0	1064	0	1064	0	1063	0	1064	0
6	0	1070	1063	0	1064	0	1064	0	1063	0	1064	0
7	0	1070	1063	0	1064	0	1064	0	1063	0	1064	0
8	0	1070	1063	0	1064	0	1064	0	1063	0	1064	0

4.2. 저압가스분사 엔진의 재액화공정

본 장에서는 저압 가스 분사 엔진을 탑재한 천연가스 운반선의 재액화 공정에 대한 연구 결과를 서술한다. 재액화 공정은 외부 냉매의 유무에 따라 NER (no external refrigerant) 공정, SMR (single mixed refrigerant) 공정으로 나누어 설계했다. 비교 분석은 에너지 효율, 경제성, 환경적 영향의 세 가지 측면에서 수행했다. 에너지 효율은 재액화 공정에서 단위 천연가스를 액화하는데 소모하는 총 전력을 최소화하는 설계점을 찾는다. 경제성 분석에서는 재액화 공정의 장치비, 운영비 및 화물의 손실을 합산하여 구한 총 연간 비용을 목적함수로 하여 이를 최소화 하는 설계점을 찾는다. 또한 천연가스의 가격에 따른 민감도 분석을 수행하여 재액화 공정의 경제성 변화를 살펴보았다. 환경 분석의 경우 추진 엔진, 보조 엔진 및 가스 소각 시스템에서의 이산화탄소 배출량을 계산하였다. 또한 이를 재액화 공정이 없는 경우와

비교하여 재액화 공정의 설치를 통해 이산화탄소 배출량을 얼마나 줄일 수 있는지 살펴보았다.

4.2.1. 재액화 공정 설계

아래 그림은 선박의 연료 공급 시스템을 재액화 공정과 결합한 공정 흐름도를 나타낸 것으로, 4.2 장에서는 아래와 같은 시스템을 total recycle NER (no external refrigerant) 프로세스라 명명한다. 이 컨셉의 공정은 천연가스 저장 탱크에서 발생한 BOG 를 냉매로 사용한다. 저장탱크에서 발생한 BOG (B1) 은 먼저 압축기 (K-1) 에서 압축되고 냉각기 (IC-1) 에서 냉각된다. 이후 일부는 (B7) 보조 엔진의 요구 조건 (압력 = 6 bar, 온도 = 45 °C) 에 맞게 압축된 뒤 공급된다. 가스 소각 시스템에서 연소되는 스트림 (B6) 을 제외한 나머지 BOG 는 추가 압축을 통해 일부를 추진 엔진의 요구 조건에 맞춰 (압력 = 16 bar, 온도 = 45 °C) 공급한다 (B14). 나머지는 재액화 공정의 작동 압력에 맞게 압축된 뒤 재순환된다. 압축기의 출구 압력 (B16) 은 최적화를 수행할 때 변수로 설정했으며, 상한선을 압축비가 4 를 초과하지 않도록 64 bar 로 설정했다. 줄-톰슨 팽창을 하기 전, 재액화 스트림 (R1) 은 열교환기에서 B2 와 R9 스트림과의 열 교환을 통해 냉각된다. VLV-1 과 VLV-2 에서 줄-톰슨 팽창을 거친 후, 액화된 BOG 는 저장탱크로 회수되며 기체 생성물은 저장탱크에서 발생한 BOG 와 합쳐져 다시 공정 설비로 공급된다. 압축기의 전력 소모를 줄이기 위해 상 분리기에서 발생한 기체

생성물은 열교환기에서 냉열을 사용한 뒤 1 단 압축기를 우회하여 BOG 와 혼합된다.

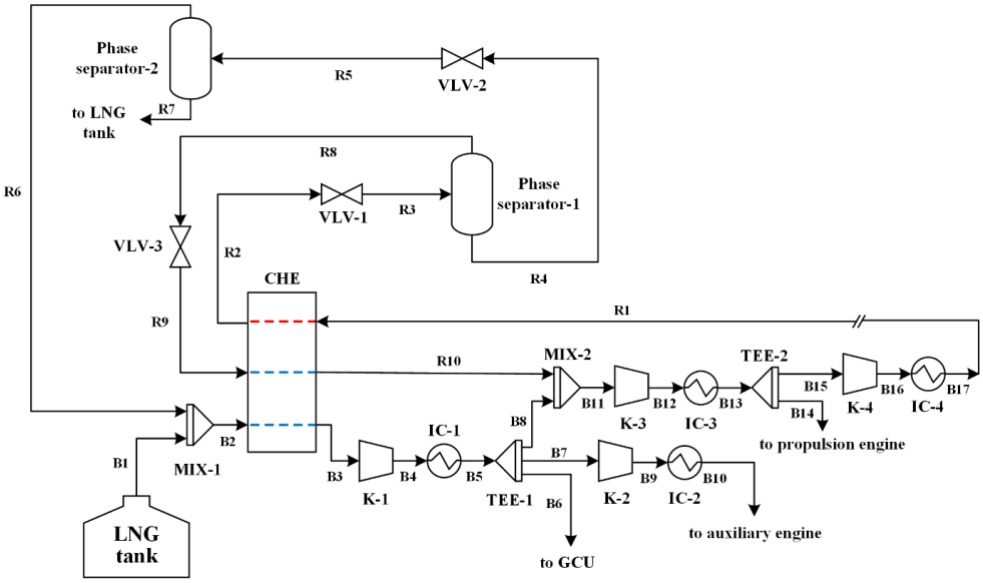


Fig. 13. Process flow diagram for the fuel supply system with total recycle and no external refrigerant for BOG re-liquefaction.

앞서 서술한 total recycle NER 프로세스를 조금 변형하여, 아래와 같은 partial recycle NER 프로세스를 고안했다. 상 분리기 후단의 기체 생성물을 재순환 시키는 것이 공정에 어떠한 영향을 끼치는지 분석하기 위해 아래와 같은 공정을 설계했다. 재액화 공정에서 상 분리기 후단의 기체 생성물 (R10) 을 재순환하여 공정으로 합류시키지 않고, 가스 소각 시스템에서 연소시켜 처리한다. BOG 를 가스 소각 시스템에서 연소시키는 것은 상품의 손실이지만, 이를 통해 재순환하는 유량을 줄임으로써 장비의 용량을 줄여 투자비를 줄일 수 있다.

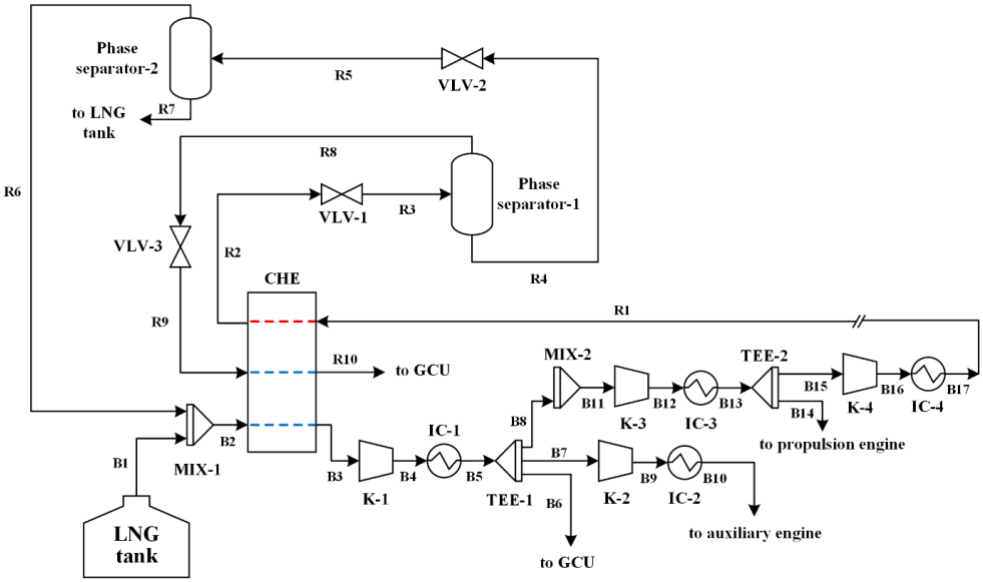


Fig. 14. Process flow diagram for the fuel supply system with partial recycle and no external refrigerant for BOG re-liquefaction.

외부 냉매를 사용하는 재액화 공정은 아래 그림과 같이 구성했다. 혼합 냉매를 사용한 사이클은 앞서 서술한 공정들과는 다르게 냉매의 조성과 온도가 BOG 의 컨디션과는 독립적이다. 외부 냉매 사이클을 구성하기 위해 별도의 장비가 추가적으로 필요하다는 단점이 있지만, 재액화 공정 관점에서 좀 더 간결한 제어가 가능하다는 장점 역시 존재한다. 압축된 BOG (B14) 와 냉매 (R7) 가 열 교환을 하기 전에, 저장 탱크에서 발생한 BOG 는 압축되어 보조 엔진 (B8) 과 추진 엔진 (B11) 에 연료를 공급한다. 연로 공급 시스템의 구성은 앞서 서술한 NER 공정들과 동일하다. 잉여 BOG (B12) 는 압축기 (K-4) 에서 추가로 압축되고 열교환기로 유입되기 전 냉각기 (IC-4) 에서 45 °C 로 냉각된다. 피드 가스 압력이 공정에 끼치는 영향을 분석하기 위해 압축기 K-4 에서 압축되는 압력의 상한을 각각 16, 40 및 64 bar 로 설정하여

시뮬레이션을 수행했다 (16 bar 의 경우 압축기 K-4 를 우회). 혼합 냉매 사이클은 2 단 압축기 (K-5, K-6) 와 팽창 밸브로 구성하였다. 열교환기를 통과한 BOG 의 온도는 압축기의 압력 상한선에 따라 달라지며, 그 결과는 영하 150 °C 에서 130 °C 의 범위이다. 상분리기 후단의 기체 생성물 (B18) 의 유량은 냉각과 팽창 후 기체 분율에 의해 결정되며, 이는 재순환하여 다시 재액화 공정으로 합류된다.

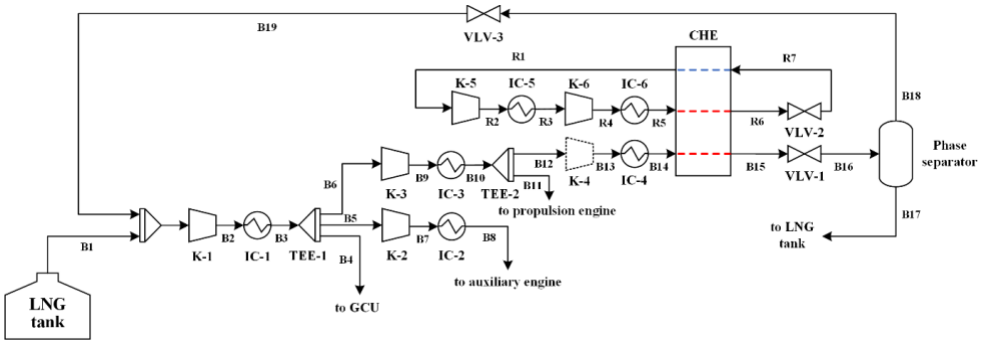


Fig. 15. Process flow diagram for the fuel supply system with SMR cycle for BOG re-liquefaction.

4.2.2. 설계 상세 조건

본 연구에서는 외부 냉매의 유무에 따라 NER 공정 및 SMR 공정을 모사하여 압축 압력 상한선에 따라 케이스를 나누어 최적화를 진행했다. 아래 표와 같이 시뮬레이션 케이스를 구성했으며, 본 장에서는 이후 각 공정을 케이스 번호로 명명하기로

한다. BOG 의 압축은 메탄이 풍부한 가스의 액화 에너지를 줄일 수 있다. 하지만 그 압축 정도에 따라 더 많은 압축기가 필요하게 되며, 이로 인해 비용의 상승과 공간 배치의 문제가 발생한다. 따라서 본 연구에서는 BOG 압축 상한선을 다르게 두어 이에 따른 공정의 영향을 비교 분석하였으며, 6 개의 케이스로 나누어 시뮬레이션을 수행했다. 각 케이스에 대한 상세 설명은 아래 표와 같다.

Table 12. Classification of simulation cases.

Case no.	Process type	Maximum feed gas pressure
1	NER total recycle	64
2	NER partial recycle	40
3	NER partial recycle	64
4	SMR	16
5	SMR	40
6	SMR	64

앞서 4.1 에서와 같이 모사는 상용 소프트웨어인 ASPEN HYSYS V10 을 통해 수행했다. 본 연구에서는 탄화수소 혼합물인 BOG 를 고압, 저온 상태에 이르기까지 모사하므로 이에 적합한 상태방정식은 Peng-Robinson 상태방적식을 적용했다. 아래 표는 본 연구에서 가정한 BOG 의 조성 및 컨디션을 나타낸 것이다. 일반적으로 증발된 BOG 의 온도는 저장된 천연가스의 온도인 영하 약 160 ℃ 보다 높으며, 또한 증발 가스의 성분은 휘발성이 강한

성분들이 우선적으로 증발하기 때문에 저장 탱크에 저장된 천연가스의 조성과는 차이를 보인다. BOG 의 증발율은 열 유입이 일정하다는 가정을 통해 0.1 vol %/day 로 가정했다.

Table 13. BOG thermodynamic state and evaporation conditions.

Parameters	Unit	Value
BOG property		
Pressure	bar	1.06
Temperature	°C	-120
BOG Composition		
Nitrogen	mol %	0.48
Methane	mol %	99.49
Ethane	mol %	0.03
BOG generation		
Boil-off rate	vol % / day	0.1
Tank Volume	m^3	170,000
LNG Liquidity	vol %	0.95
LNG Density	kg/ m^3	437.89

공정 설비의 주요 모사는 아래 표와 같이 진행했다. 주요 설계는 연료 공급 시스템 및 재액화 공정에 대한 부분으로 압축기, 열교환기 및 팽창 밸브 등으로 구성되어 있다. 열교환기에서의 압력 강하는 실제 설비와 유사하게 가정했으며, BOG 의 압축과 팽창 과정은 non-isentropic 유체를 가정했다. 2 대의 보조 엔진이 50 %의 부하로 3600 kW 의 전력을 생산한다고 설계했으며, 운전 압력은 6 bar 로 가정했다. 연료 소모량을 계산하기 위해 엔진 회사에서

제공하는 SFOC 값인 7590 kJ/kWh 를 가정했다. 추진 엔진은 2 대의 11620 kW 엔진이 40 %의 부하에서 운전을 통해 평균 속력을 낼 수 있도록 설계했다. 운전 압력과 SFOC 값은 마찬가지로 엔진 회사에서 제공하는 데이터를 참조하여 각각 16 bar 와 7269 kJ/kWh 로 가정했다.

Table 14. Modeling parameters of the process equipment.

Parameter	Unit	Value
Compressor isentropic efficiency	%	75
Intercooler outlet temperature	°C	45
Intercooler ΔP	bar	0.5
Heat exchanger ΔT_{min}	°C	3
Heat exchanger ΔP	bar	0.03-0.5
Auxiliary engine power	kW	3,600
$SFOC_{AUX}$	kJ/kWh	7,590
Propulsion engine power	kW	11,620
$SFOC_{PROP}$	kJ/kWh	7,269

위를 토대로 모사를 진행한 후 3.1 과 3.2 에서 서술한 에너지 효율 분석 및 경제성 평가 방법론에 따라 목적 함수를 설정한 뒤, 기준 연료 공급 시스템 및 재액화 공정을 3.4 에서 서술한 최적화 방법론에 최적화를 진행했다. 최적화는 4.1 에서 서술한 것과 같이 변수 x 에 따라 목적 함수를 최소화하기 위해 수행했다.

$$\min_{\mathbf{x}} f(\mathbf{x}) = SPC, TAC$$
$$\text{subject to} \quad \Delta T_{\text{min,CHE}} \geq 3$$

$$\mathbf{x}_{LB} \leq \mathbf{x} \leq \mathbf{x}_{UB}$$

이 때, 각 최적 변수의 범위는 아래 표와 같다.

Table 15. Bounds for the decision variables.

Variable	Unit	LB	UB
$\dot{m}_{gcu}$	kg/h	0	1030
$Pr_{k\text{-}4}$	-	1.1	4
$Pr_{k\text{-}5}$	-	1.1	4
$Pr_{k\text{-}6}$	-	1.1	4
T	°C	-160	-90

4.2.3. 시스템 평가: 에너지 효율 분석

아래 표와 그림은 에너지 효율 최적화를 수행한 결과를 나타낸다. BOG 재액화율은 (BOG re-liquefaction ratio) 백분율 (%) 단위로 표시되며, 정상 상태에서 재액화 공정을 통해 회수되는 BOG 의 비율을 나타낸다. 외부 냉매를 사용하지 않은 경우 (case 1, 2, 3) 재액화율은 74 % 정도로 다소 낮은 반면, 혼합 냉매를 사용한 경우 (case 4, 5, 6) 재액화율이 77 % 에서 97 % 로 훨씬 높은 비율을 보인다. 이는 피드 가스의 압력 상한선을 64 bar 로 제한했기 때문으로 해석된다. 4.1 에서 연구한 것과 같은 고압 가스 분사 엔진의 경우 연료로 쓰이는 BOG 가 약 300 bar 수준 까지 압축이 되어 재액화 공정의 피드 가스 역시 고압 압축이 별도의 장비 추가

없이 가능했다. 이로 인해 줄-톰슨 팽창을 통해 자가 재액화 공정 (즉, 외부 냉매가 없는 공정) 역시 재액화율이 비교적 높게 나타났다. 본 연구에서 NER 케이스의 경우 냉매로 사용되는 BOG 의 온도가 영하 120 °C 정도이고 압력 상한선이 64 bar 로 설정되었기 때문에 줄-톰슨 팽창을 통해 얻을 수 있는 냉각 효과가 크지 않다. 따라서 외부 냉매의 도움 없이는 이 온도 이하의 냉각이 어렵다. 반면, SMR 공정은 혼합 냉매를 독립적으로 구동할 수 있어 보다 낮은 온도까지 냉각이 가능하며, 이에 따라 비교적 높은 재액화율을 달성할 수 있다. 그 결과 최적점에서 SPC 는 NER 공정이 0.50 에서 0.54 수준으로 추정되는 반면 SMR 공정은 공급 압력에 따라 0.47 에서 0.52 까지 달성이 가능하다. 여기서 주목할 만한 것은 BOG 스트림의 일부가 가스 소각 시스템으로 보내질 때 NER 공정의 효율이 보다 좋아진다는 점이다. NER 공정의 경우 BOG 를 소각하게 되면 회수할 수 있는 천연가스의 절대량이 줄어들며 또한 환경적인 측면에서도 불리하다. 하지만 단위 천연가스의 액화에 드는 에너지 소모량 측면에서 보자면 가스 소각 시스템을 통해 일정량을 태우는 편이 더 효율적인 접근이 될 수 있다는 것을 보여준다. NER 공정의 압축 상한선을 40 bar 로 제한한 케이스 2 의 결과를 보면, 줄-톰슨 냉각 효과의 감소로 인해 효율 (SPC) 및 회수된 천연가스의 양이 크게 저하되었음을 알 수 있다.

한편, SMR 공정은 NER 공정에 비해 효율이 뛰어난 것으로 결과를 보였으며, 피드 가스의 압력 상한선이 높을 수록 비교적 좋은 결과를 나타냄을 알 수 있었다. BOG 는 천연가스에 비해 메탄의 함량이 상대적으로 높기 때문에, 아래 그림에서 보이는 것과 같이 상 변화 구간에서 좀 더 순물질과 같은 (즉, heat curve 가 좀 더

수평적인) 경향을 보인다. 이 구간으로 열 교환 효율이 감소하며 재액화 공정의 효율이 저하된다. BOG 의 공급 압력이 높아질 수록 이 수평 구간이 줄어들며, 열 교환을 보다 효율적으로 할 수 있게 된다. 케이스 4, 5 및 6 의 최적 설계점에서의 LMTD (log mean temperature difference) 값은 각각 5.59, 5.40 과 5.26 으로 큰 차이가 없었기에 모든 SMR 케이스에서 열교환 성능이 비슷한 것으로 생각할 수 있다. 하지만 엑서지 손실은 절대 온도에 함께 영향을 받는다. 실제로 케이스 4 와 5 의 엑서지 손실 값은 각각 0.61 MW, 0.46 MW 로, 케이스 6 의 0.41 MW 에 비해 48%, 11% 가 높은 것으로 나타났다. 이는 저온 상황에서 동일한 온도 차이에 의한 엑서지 손실 발생량이 크게 증가하기 때문이다. 아래 열교환 곡선을 살펴보면 케이스 4, 5 보다 케이스 6 이 아래 저온부에서의 차이가 적은 것을 알 수 있다. 이것이 케이스 6 이 나머지 케이스들보다 에너지 효율이 좋은 주된 이유로 해석된다. 게다가 케이스 6 의 경우 재액화를 위한 줄-톰슨 팽창 전의 BOG 냉각 온도가 비교적 높기에, 혼합 냉매 사이클의 부담이 비교적 낮다.

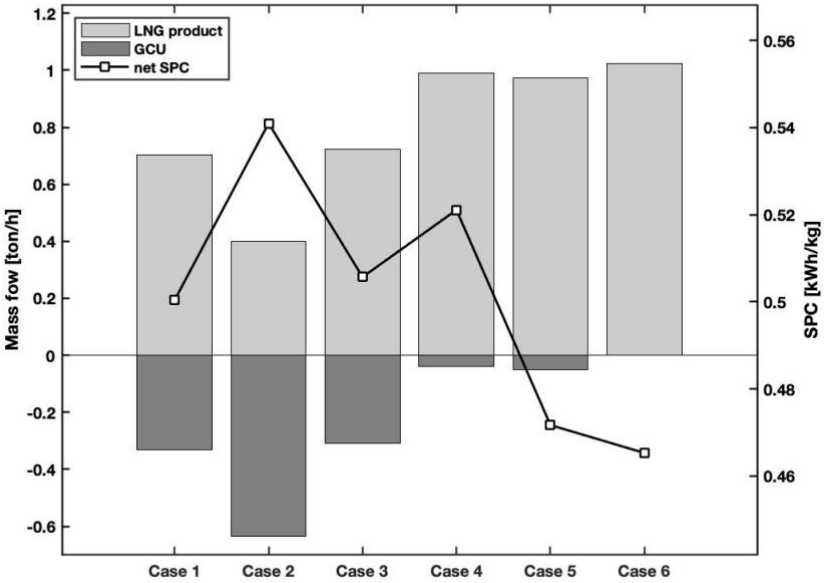
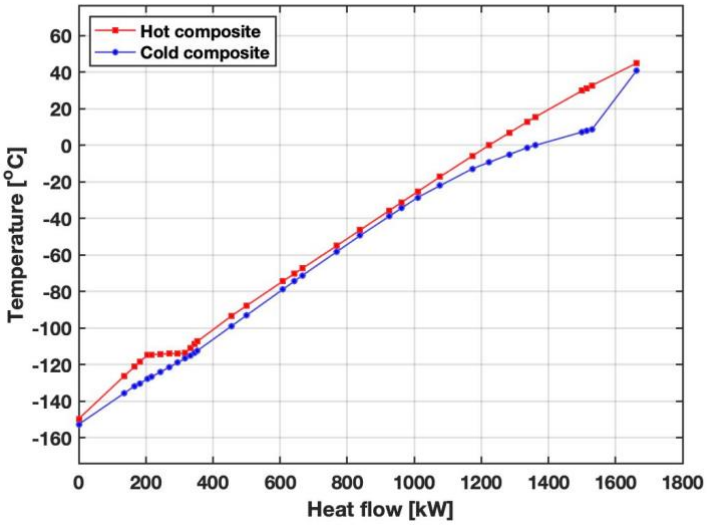


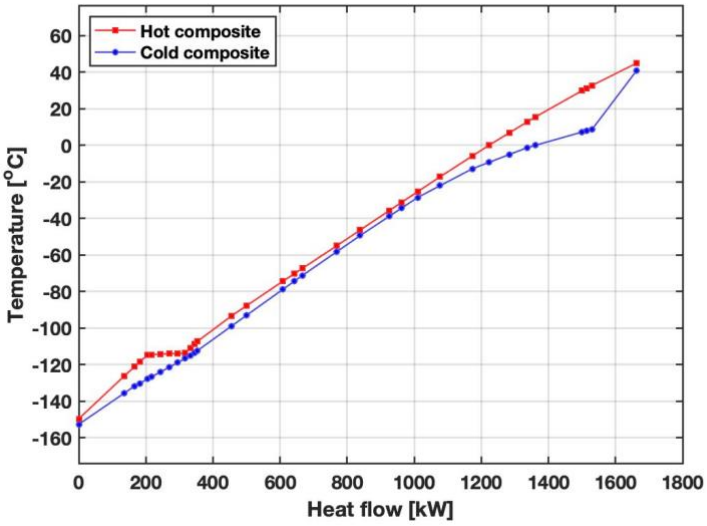
Fig. 16. Results from energy efficiency optimization.

Table 16. Results from energy efficiency optimization.

	Case	Max. feed gas pressure	Re-liquefaction ratio[a]	*SPC*	Power	GCU	LNG product
		[bar]	[%]	[kWh/kg]	[kW]	[kg/h]	[kg/h]
1	NER total recycle	64	74	0.5004	351.6	330.7	702.5
2	NER partial recycle	40	74	0.5410	215.8	634.9	398.8
3	NER partial recycle	64	74	0.5057	366.1	309.6	723.9
4	SMR	16	97	0.5211	515.4	37.7	989.1
5	SMR	40	77	0.4717	458.6	51.0	972.2
6	SMR	64	81	0.4653	476.0	0.0	1023.1

[a] $Re - liquefaction\ ratio = \frac{re-liquefied\ BOG}{surplus\ BOG}$


Hot composite
Cold composite
Temperature [°C]
Heat flow [kW]
60
40
20
0
-20
-40
-60
-80
-100
-120
-140
-160
0
200
400
600
800
1000
1200
1400
1600
1800


Hot composite
Cold composite
Temperature [°C]
Heat flow [kW]
60
40
20
0
-20
-40
-60
-80
-100
-120
-140
-160
0
200
400
600
800
1000
1200
1400
1600
1800

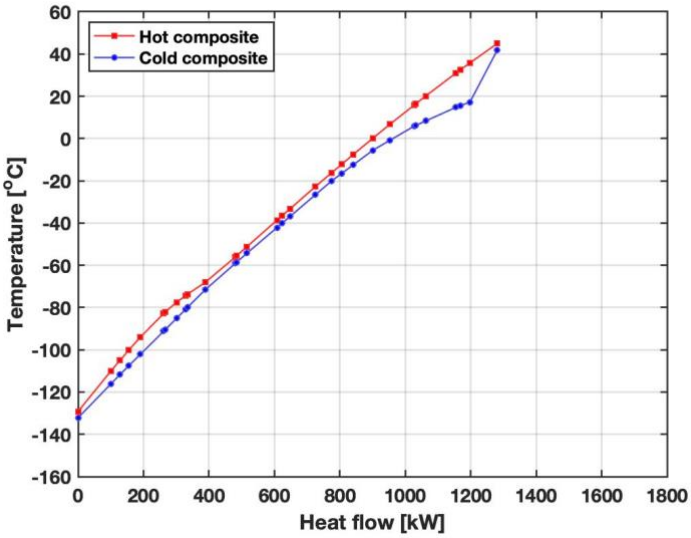


Fig. 17. Temperature-Heat flow diagram of Case 4 to 6

4.2.4. 시스템 평가: 경제성 및 민감도 분석

아래 그림과 표는 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 5 일 때 각 케이스의 경제성 최적화 결과를 나타낸다. 그 결과 케이스 1 과 케이스 3 (NER 공정) 의 최적점은 가스 소각 시스템에서 약 300 kg/h 의 BOG 를 연소한 뒤 나머지를 재액화 공정을 통해 회수하는 것으로 나타났다. 이는 NER 공정에서 재액화에 사용할 수 있는 냉열이 제한적이기 때문으로 해석된다. 재액화를 통해 회수하는 천연가스의 양을 늘리기 위해서는 상 분리기에서 재순환 하는 유량이 많아져야 한다. 하지만 이 재순환 유량이 늘어날 경우 장비의 용량이 함께 커지게 되며, 장치비와 운영비의 상승을

초래한다. 마찬가지로, 공급 가스의 최대 압축 압력이 40 bar 로 제한된 케이스 2 의 경우 64 bar 제한의 케이스 3 에 비해 열교환에 사용할 수 있는 냉열이 적다. 이로 인해 최적점에서의 결과를 보면 가스 소각 시스템에서 약 635 kg/h 를 소각하는 것으로 나타났다.

케이스 4 (최대 압축 압력 16 bar 제한의 SMR 공정) 의 경우 가스 소각 시스템에서 잉여 BOG 전량을 소각하는 것이 재액화 공정을 통해 천연가스를 회수하는 것보다 경제적이라는 결과가 나왔다. 앞서 4.2.3 에서 서술한 바와 같이 BOG 의 공급 압력이 낮을 경우 재액화를 위해 더 많은 양의 혼합 냉매가 필요하며, 이는 에너지 소비를 증가시키고 압축기 및 열교환기의 크기를 증가시킨다. 재액화 공정 설비의 비용이 이를 통해 회수하는 천연가스의 가치에 비해 크게 된다면 BOG 를 가스 소각 시스템에서 소각하는 편이 더 경제적이다. 반면 케이스 5 와 케이스 6 은 재액화 공정을 통해 천연가스를 회수하는 것이 비용 측면에서 더 유리하다는 결과가 나왔다. 압축 상한선이 올라감에 따라 공급 가스 압축기의 전력 소비량이 증가하지만, 케이스 5 와 6 은 케이스 4 에 비해 약 1.6 % 및 4.2 % 의 연간 비용을 줄일 수 있다는 결과가 나타났다. 이는 4.2.3 에서 서술한 것과 같이 공급 가스의 압력이 높을수록 에너지 효율이 좋아지기 때문이다. 이로 인해 냉매 사이클의 유량을 감소시켜 압축기의 투자비 및 운영비를 감소시킨다.

NER 공정과 SMR 공정을 비교하자면, 외부 냉매가 없는 NER 공정이 연간 비용 측면이 10 % 정도 더 적게 나타났다. 이는 NER 공정의 경우 사용할 수 있는 냉열이 한정적이기 때문에 재액화 공정의 용량에 한계가 있고 일부 BOG 를 가스 소각 시스템에서

태워버려야 하기 때문이다. 반면 SMR 공정의 경우 냉매 사이클에서의 추가 압축기 및 더 큰 크기의 열교환기 등으로 인해 총 연간 비용이 상승했음을 알 수 있었다. 하지만 가스 소각 시스템에서 손실되는 BOG 가 없이 전량을 재액화를 통해 저장 탱크로 회수할 수 있었다.

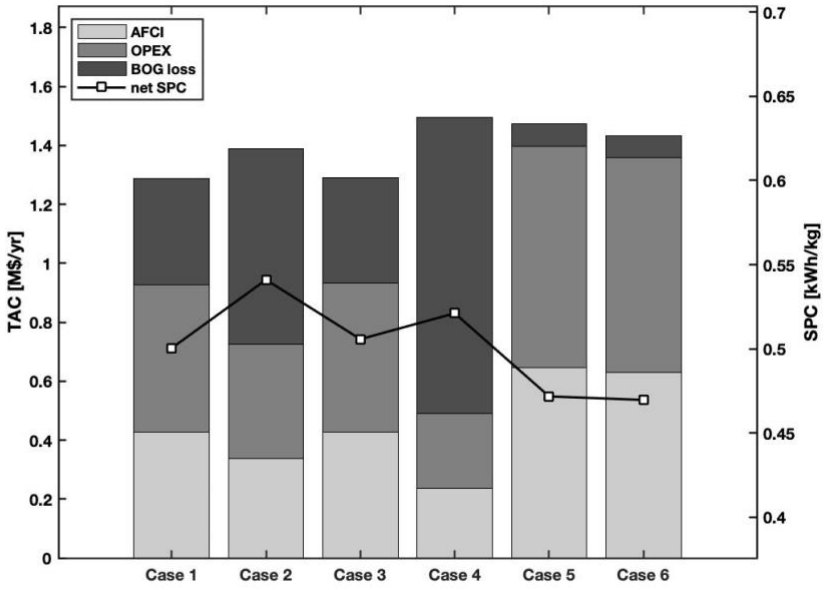


Fig. 18. Optimization results based on economic analysis.

Table 17. Optimization results from the economic analysis.

	Unit	Case 1	Case 2	Case 3	Case 4	Case 5	Case 6
Re-liquefied LNG	kg/h	726.8	398.3	726.2	-	1023.6	1023.9
GCU	kg/h	306.3	635.4	307.3	1028.8	0.1	0.1
Power consumption	kW	368.5	216.8	371.3	-	548.3	520.3
Specific power	kWh/kg	0.5071	0.5443	0.5113	-	0.5356	0.5081

CHE	Cold duty	kW	200.1	112.6	199.4	-	1092.7	986.7
	UA	kW/C	21.8	9.2	22.0	-	113.4	110.6
	LMTD	C	9.2	12.3	9.0	-	9.6	8.9
	ΔT_{min}	C	3.0	3.0	3.0	-	3.0	3.0
	Outlet *T*	C	-117.8	-118.9	-118.2	-	-134.5	-137.8
TCI	Compressor	k$	2822.13	2254.48	2832.02	1798.96	3825.13	3725.40
	CHE	k$	547.94	402.05	550.18	-	1302.49	1282.35
	Intercooler	k$	213.95	176.04	214.41	162.12	320.39	305.05
	Separator	k$	44.51	44.51	44.51	-	44.51	44.51
	Total	k$	3628.54	2877.08	3641.11	1961.08	5492.51	5357.30
ATCI		k$/yr	426.21	337.94	427.68	235.33	645.15	629.27
ATOC		k$/yr	502.07	386.80	504.14	254.26	752.68	730.00
BOG loss		k$/yr	359.58	665.00	358.64	1005.54	74.38	74.37
TAC		k$/yr	1287.86	1389.74	1290.46	1495.14	1472.21	1433.65

또한 지난 3 년 간의 천연가스 가격 변동을 고려하여 MMBTU 당 $ 4 에서 $ 6 사이의 범위에서 민감도 분석을 수행했으며 그 결과는 아래와 같다. 천연가스 가격의 변화는 BOG 손실액 계산에 영향을 미치며 이로 인해 아래 표와 같이 총 연간 비용을 최소화하는 포인트 역시 영향을 받을 수 있다.

먼저, 앞서 설명한 바와 같이 NER 공정 (케이스 1, 3) 은 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 5 일 때 최적점에서의 재액화 용량이 각각 726.8 kg/h 및 726.2 kg/h 였다. 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 4 로 떨어지면 재액화 공정을 통해 회수하는 것 보다 가스 소각 시스템에서 연소시키는 것이 비용적으로 더 유리하므로 최적점에서의 재액화 용량이 각각 495.6 kg/h 및 703.8 kg/h 으로 변경되었다. 반대로 가격이 MMBTU 당 $ 6 으로 상승할 경우 BOG 를 소각시키는 것보다 재액화를 통해 회수하는 편이 비용적으로 더

유리하므로 최적점에서의 재액화 용량이 각각 746.4 kg/h 및 743.1 kg/h 으로 증가했다.

케이스 2 의 경우 재액화 시스템의 최적 용량은 천연가스의 가격에 따라 크게 변하지 않는 것으로 결과가 나타났다. 압축 상한선이 40 bar 로 낮아지면 줄-톰슨 냉각 효과가 감소하며, 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 5 일 때의 최적점에서의 재액화 용량이 398.3 kg/h 으로 케이스 1 의 726.8 kg/h 과 케이스 3 의 726.2 kg/h 에 비해 현저히 작다. 따라서 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 6 까지 상승하더라도 더 많은 양의 BOG 를 재액화하기 어려워 최적점에서의 재액화 용량이 401.5 kg/h 으로 변화가 거의 없었다.

SMR 공정의 경우 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 4 일 때는 재액화 공정을 설치하는 비용이 BOG 의 손실액보다 높기 때문에 연간 비용을 최소화하는 설계는 가스 소각 시스템에서 BOG 전체를 연소하는 것으로 나타났다. 그러나 가격이 높아질수록 재액화 시스템을 통해 천연가스를 회수하는 것이 유리하다는 결과가 나왔다. 또한 NER 공정에 비해 가스 소각 시스템에서 연소시키는 양이 적기 때문에 연간 비용의 변동이 천연 가스의 가격에 큰 영향을 받지 않는 것으로 해석된다.

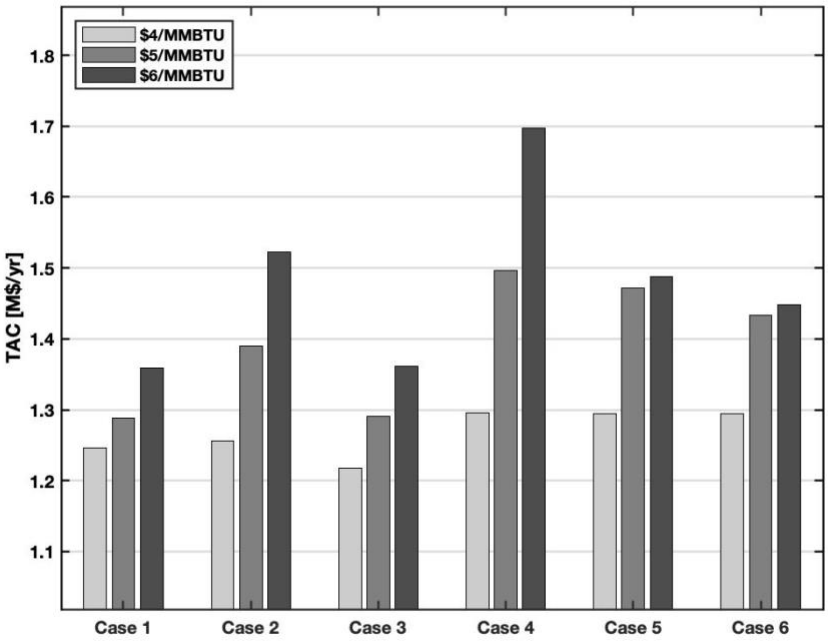


Fig. 19. Sensitivity analysis according to LNG price.

Table 18. Optimization results from the sensitivity analysis.

Case	LNG price	re-liquefied LNG	GCU	*ATCI*	*ATOC*	BOG loss	*TAC*
	$/MMBTU	kg/h	kg/h	k$/yr	k$/yr	k$/yr	k$/yr
Case 1	4	495.6	537.0	361.84	425.21	459.48	1246.53
	5	726.8	306.3	426.21	502.07	359.58	1287.86
	6	746.4	286.9	434.01	514.57	409.78	1358.36
Case 2	4	397.8	635.8	337.79	386.52	532.33	1256.65
	5	398.3	635.4	337.94	386.80	665.00	1389.74
	6	401.5	632.1	339.34	389.08	794.37	1522.80
Case 3	4	703.8	329.6	419.03	494.40	303.62	1217.05

	5	726.2	307.3	427.68	504.14	358.64	1290.46
	6	743.1	290.5	434.46	515.26	411.47	1361.20
Case 4	4	0.0	1028.8	235.33	254.26	804.43	1294.02
	5	0.0	1028.8	235.33	254.26	1005.54	1495.14
	6	0.0	1028.8	235.33	254.26	1204.20	1693.79
Case 5	4	0.0	1028.8	235.33	254.26	804.43	1294.02
	5	1023.6	0.1	645.15	752.68	74.38	1472.21
	6	1023.4	0.0	644.71	754.16	89.18	1488.05
Case 6	4	0.0	1028.8	235.33	254.26	804.43	1294.02
	5	1023.9	0.1	629.27	730.00	74.37	1433.65
	6	1023.4	0.1	628.48	730.87	89.26	1448.60

4.2.5. 시스템 평가: 환경적 영향 분석

아래 그림은 케이스 1 에서 6 까지의 이산화탄소 배출량을 나타낸다. 기준 케이스 (reference case) 는 재액화 시스템의 설치 없이 가스 소각 시스템을 통해 잉여 BOG 를 모두 소각할 때 발생하는 이산화탄소의 양을 나타낸다. 선박의 이산화탄소 배출원은 추진 엔진, 보조 엔진, 가스 소각 시스템의 3 가지로 구분할 수 있다. 재액화 공정이 탑재된 경우의 결과를 기준 케이스와 비교해보면, 재액화 공정을 통해 화물의 손실을 줄이고 이산화탄소 배출을 줄일 수 있음을 알 수 있다. 혼합냉매를 적용한 케이스 5 와 6 이 자가재액화를 적용한 케이스 1 과 3 에 비해 이산화탄소 배출량이 15 % 가량 적음을 알 수 있었다. 이는 재액화 공정의 용량을 증가시켜 가스 소각 시스템에서의 BOG 연소를 막는 것이 환경적인 측면에서

유리하다는 것을 의미한다. NER 공정에 비해 SMR 공정은 재액화 공정에서 상대적으로 전력 소비량이 더 많으며, 이로 인해 보조 엔진에서의 연료 소모량이 증가한다. 그 결과 아래 그림과 같이 보조 엔진에서의 이산화탄소 배출량이 10 % 가량 증가 했음을 알 수 있다. 하지만, 보조 엔진에서의 추가 전력 생산으로 인해 재액화 공정을 구동하게 되면 가스 소각 시스템에서의 BOG 연소를 감소시켜 이산화탄소 배출량을 현저히 감소시킬 수 있다. 이를 통해 SMR 공정이 환경적인 측면에서는 유리하지만 경제적인 측면에서는 유리하지 않음을 알 수 있었다.

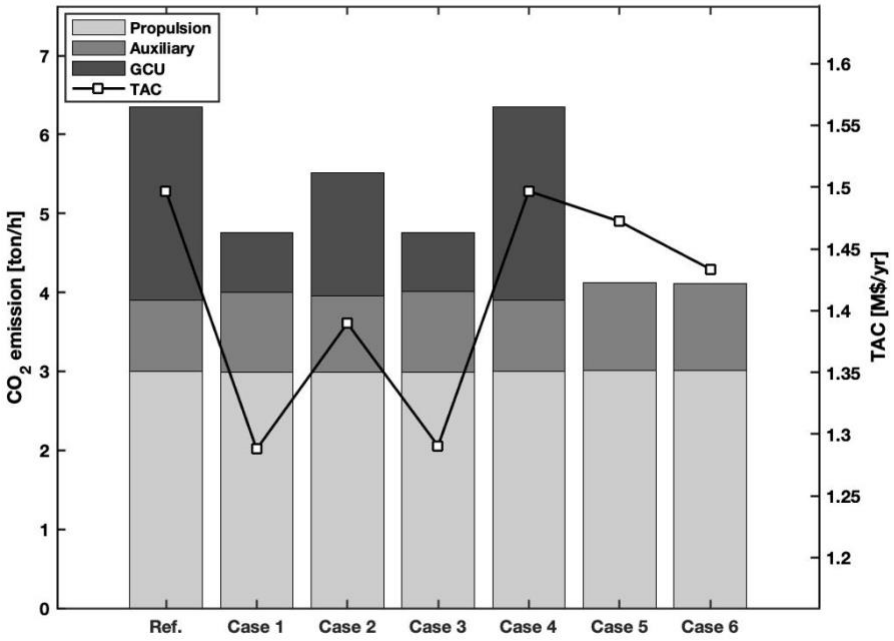


Fig. 20. Breakdown of CO2 emission.

NER 공정을 적용한 세 가지 경우 중 케이스 1 과 케이스 3 (64 bar 제한) 이 케이스 2 (40 bar 제한) 에 비해 이산화탄소 배출량이 더 적음을 알 수 있었다. 보조 엔진에서의 이산화탄소 배출량이 약간 증가함에도 불구하고, 케이스 1 과 3 은 전체 시스템 관점에서의 이산화탄소 배출량이 감소했다. 또한 케이스 2 에 비해 총 연간 비용 측면에서 역시 더 나은 결과를 보여줬다. 따라서 BOG 의 공급 압력을 40 bar 로 제한하는 것 보다 64 bar 로 제한하는 편이 재액화 공정의 모든 측면에서 유리하다고 볼 수 있다.

SMR 공정을 적용한 케이스 4, 5, 6 의 경우 BOG 의 공급 압력이 올라갈 수록 더 나은 결과를 보였다. 그 중에서도 케이스 4 와 케이스 5, 6 의 이산화탄소 배출량 차이가 크다는 점은 주목할 필요가 있다. 앞서 4.2.4 에서 서술한 바와 같이 케이스 5, 6 과는 달리 케이스 4 는 재액화 공정을 탑재하지 않고 가스 소각 시스템에서 BOG 를 전량 소각하는 것으로 최적 설계점이 도출되었고 이로 인해 전체 이산화탄소 배출량 중 가스 소각 시스템의 비율이 상당히 높다. 그러나 이산화탄소 배출량은 압축 상한 제한이 고압으로 올라갈 수록 감사하는 경향을 보였다. 또한 총 연간 비용 역시 압축 상한선이 증가함에 따라 줄어드는 것으로 확인되었다. 이를 통해 재액화 공정은 BOG 의 공급 압력이 높을수록 환경과 경제적 측면 모두에서 유리하다는 것을 알 수 있다.

서두에서 밝힌 것과 같이, 선박 업계의 이목은 점차 강화되는 환경 규제로 인해 Green ship industry 를 구축하는 것에 집중되고 있다. 천연가스 운반선에 재액화 공정을 적용하면 운송시 이산화탄소 배출량을 줄임으로써 천연가스 전체 생애 주기에서의

이산화탄소 배출 역시 줄일 수 있다. 또한 향후 심화될 규제 및 이산화탄소 배출에 따른 인센티브와 세금을 고려하지 않더라도 앞서 연구 결과에서 나타난 것과 같이 경제적인 측면에서 유리하다. 따라서 재액화 공정은 최종 목표인 low/zero emission 선박 (즉, 선박용 이산화탄소 포집 시스템, 수소, 암모니아 선박) 이 개발되고 상용화 되기 전까지 대안으로 매력적인 옵션이 될 수 있다.

4.3. 단일혼합냉매 공정 조성 최적화

이 장에서는 천연가스 운반선의 재액화 공정으로 단일 혼합 냉매 공정이 적용된 경우, 혼합 냉매의 조성의 단순화와 공정의 에너지 효율 사이의 상관 관계를 도출하여 최적의 혼합 냉매 조성을 제안한다. 선박용 재액화 공정의 경우 제한된 공간으로 인해 에너지 효율 뿐만 아니라 단순화 및 소형화 역시 고려해야 될 대상이다. 이러한 점으로 인해 대상으로 단일 혼합 냉매 공정을 적용하였고, 이의 냉매 조성을 단순화하여 에너지 효율 측면에서 비교 분석을 수행했다.

4.3.1. 공정도

앞서 설명한 바와 같이 선박용 재액화 공정은 소형화 및 단순성이 필수적으로 고려되어야 한다. 이러한 이유로 본 장에서는 기본 구성을 아래와 같이 단일 혼합 냉매 (SMR, single mixed refrigerant) 공정을 적용하였고 공정 흐름도는 아래 그림과 같다.

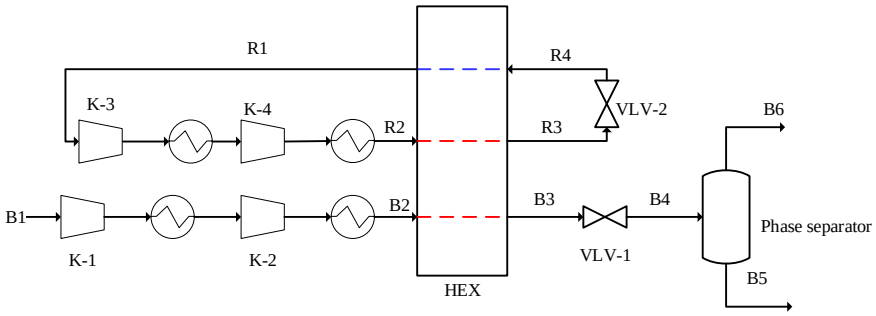


Fig. 21. Process flow diagram for the SMR process.

BOG 가 16 bar 로 압축되어 추진 엔진 (저압 가스 분사 엔진)으로 공급된 후, 잉여 BOG (B1) 를 시작으로 시스템을 모사했다. 전체적인 시스템은 BOG 추가 압축용 압축기 (K-1, K-2), 극저온 열교환기 (HEX), 혼합냉매 압축용 압축기 (K-3, K-4), 팽창용 밸브 (VLV-1, VLV-2) 및 기액 분리를 위한 상 분리기로 구성했다. 4.2 에서의 연구 결과를 통해 BOG 의 공급 압력이 높을수록 에너지 효율이 좋아지는 것을 알 수 있었고, 따라서 본 연구에서는 공급 압력을 2 단 압축기 (K-1, K-2) 를 통해 높여주었다. 각 단에서는 최대 4 배의 압축을 가정했으며 압축기 후단에 냉각기를 설치하여 토출 온도를 45 °C 로 유지했다. 압축이 완료된 스트림 (B2) 은 열교환기 (HEX) 에서 혼합 냉매와의 열교환을 통해 냉각된다. 충분히 냉각된 후 (B3) 줄-톰슨 밸브 (VLV-1) 을 통해 팽창된다. 이후 상 분리기에서 기액 분리가 이루어지고, 액체 생성물 (B5) 는

저장 탱크로 회수되고 기체 생성물 (B6) 은 연료 공급 시스템으로 다시 이동한다.

혼합 냉매 사이클에서 스트림 (R1) 은 2 단 압축기 (K-3, K-4) 를 통해 압축된 후 (R2), 열교환기에서 냉각된다 (R3). 이후 밸브 (VLV-2) 에서 팽창 후 (R4) 열교환기에서 BOG 에 냉열을 제공한다.

4.3.2. 모사 조건

천연가스와 BOG 의 조성은 아래 표와 같이 가정했다. 공정 모사를 위해 상용 소프트웨어인 ASPEN HYSYS V10 을 사용했다. 또한 본 연구에서 주된 연구는 탄화수소의 고압 저온 상황에서 이루어 지므로, 상태 방정식으로는 Peng-Robinson 을 적용했다.

Table 19. LNG and BOG condition.

Type	Unit	Value
LNG compositon		
Nitrogen	mol %	0.37
Methane	mol %	95.89
Ethane	mol %	2.96
Propane	mol %	0.72
Butane	mol %	0.06
BOG composition		
Nitrogen	mol %	0.48

Methane	mol %	99.49
Ethane	mol %	0.03

생성된 BOG 의 양은 다음 식과 같이 계산했다.

$$\boldsymbol{BOG = V \cdot Lv \cdot \rho \cdot V_{\gamma}}$$

여기서 저장탱크의 총 부피 (V) 는 170,000 m^3 (new conventional size), 저장 탱크의 액위 (Lv) 는 95 %, 천연가스의 밀도 (ρ) 는 437.9 m^3, 증발율 ($V\gamma$) 은 0.1 %/day 로 가정했으며, 이를 통해 얻어진 시간당 BOG 발생량은 2946.7 kg/h 이다.

엔진에서의 연료 요구량 (BOG_{engine}) 을 공급한 뒤, 재액화 공정으로 흘러들어오는 BOG 의 유량은 (B1, $BOG_{re\text{-}liq}$) 은 아래 식과 같이 계산할 수 있다.

$$\boldsymbol{BOG_{re-liq} = BOG - BOG_{engine}}$$

본 연구에서는 선박의 엔진 시스템을 추진을 위한 주 엔진과 전력 생산을 위한 보조 엔진으로 구성했으며, 엔진의 연료 소모량을 아래 식과 같이 계산했다.

$$\boldsymbol{Fuel\ consumption = \frac{Pw \cdot SFOC \cdot l}{LHV}}$$

엔진의 총 파워 (Pw), 엔진의 $SFOC$ (specific fuel oil consumption), 평균 속도를 내기 위한 엔진의 부하 (l) 의 곱한 값을 BOG 의 저위발열량 (LHV) 으로 나누어 주면 해당 엔진의 연료 소모량을 계산할 수 있다. 위에서 서술한 각 엔진의 데이터를 아래 표와 같이 가정하여 계산을 진행하였다.

Table 20. Engine specification.

Type	Unit	Main engine	Aux. engine
Manufacturer		WinGD	Wartsila

Model		X62DF S1.0	8L34DF
Power	[kW]	23240	7200
SFOC	[kJ/kWh]	7269	7590
Load	[%]	40	50
LHV of BOG	[kJ/kg]	49616.5	
Fuel consumption	[kg/h]	1367	550.7

그 결과, 각 엔진에 필요한 연료를 공급한 뒤 잉여 BOG, 즉 재액화 공정으로 유입되는 BOG 의 유량은 1029 kg/h 으로 계산되었다.

본 연구의 주 목적은 각 액화공정의 냉각 효율을 비교 분석하여 냉매 조성과 공정의 단순화를 추구하는 것이다. 따라서 아래 식과 같이 공정의 총 전력 소모 값 ($\sum \dot{\boldsymbol{W}}_{\mathbf{compressor}}$) 을 생성된 천연가스의 양 ($\dot{\boldsymbol{m}}_{\mathbf{LNG}}$) 으로 나눈 에너지 효율 (*SPC*) 을 목적함수로 하여 3.4 에서 서술한 방법론과 같이 최적화를 진행하였다.

$$\boldsymbol{SPC} = \frac{\sum \dot{\boldsymbol{W}}_{\mathbf{compressor}}}{\dot{\boldsymbol{m}}_{\mathbf{LNG}}}$$

앞서 서술한 것과 같이, 목적함수는 *SPC* 이고 매개 변수들은 각 압축기의 압축비, 밸브 후단의 팽창 압력, 냉각 온도 및 혼합 냉매의 조성이다. 제약 조건은 열교환기의 최소 온도 차이와 압축기 유입 스트림의 증기 분율을 두었으며, 이를 식으로 나타내면 아래와 같다.

$$\min_{x} f(x) = SPC$$

subject to

$$\Delta T_{min,HEX} \geq 3 \ °\mathrm{C}$$
$$1.1 \leq Pr_{K-i} \leq 4$$

$$v.f_{comp,inlet} = 1$$
$$x_{LB} \leq x \leq x_{UB}$$

4.3.3. 시스템 평가

본 절에서는 냉매의 수를 3, 4, 5 가지로 변경하고 각각의 에너지 효율 최적점을 탐색하여 그 결과를 비교분석한다. 총 6 개의 시뮬레이션 케이스로 구성하였으며, 케이스 1 은 n-부탄을 포함한 5 가지 냉매, 케이스 2 는 iso-부탄을 포함한 5 개의 냉매로 구성하였다. 케이스 3 의 경우 부탄을 제외한 4 가지 냉매, 케이스 4 는 프로판이 없는 4 가지의 냉매로 구성했다. 케이스 5 는 케이스 4 에서 n-부탄을 iso-부탄으로 변경한 것이고, 케이스 6 은 질소, 메탄 및 프로판으로 구성된 3 가지 냉매를 적용했다. 아래 그림은 각 물질의 끓는점을 나타낸 것으로, 이를 기준으로 하여 냉매 선택 시 상대적으로 간격이 넓은 메탄, 에탄은 최대한 포함하도록 냉매를 선택했으며, 3 가지로 선택을 줄일 시 고온부 냉각을 담당할 물질의 부재로 에탄을 대신해 프로판을 선정했다. 기준 케이스로는 SMR APCI 공정을 정하여 비교 분석을 수행했으며, 결과는 아래 그림과 표와 같다.

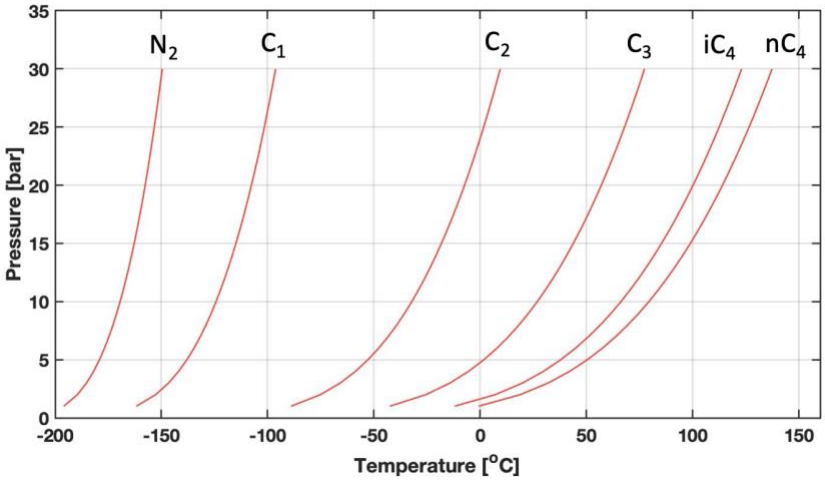


Fig. 22. boiling point of each composition.

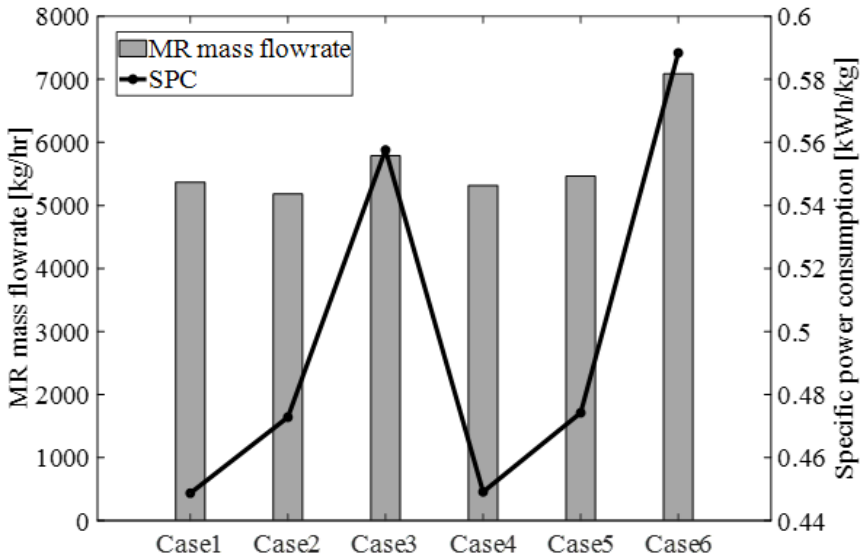


Fig. 23. The optimization results.

Table 21. The optimization results.

parameter		Unit	Value						
			reference	Case 1	Case 2	Case 3	Case 4	Case 5	Case 6
# of refrigerant components			5	5	5	4	4	4	3
composition	N2	mol%	5.7	12.7	8.7	18.0	12.7	11.0	17.3
	C1	mol%	27.4	30.6	28.7	27.2	30.0	28.8	39.0
	C2	mol%	33.4	31.2	26.9	21.2	31.8	29.4	
	C3	mol%	25.8	0.0	0.0	33.6			43.7
	nC4	mol%	7.7	25.5			25.6		
	iC4	mol%			35.7			30.8	
MR mass flowrate		kg/hr		5308.6	5181.3	5786.3	5317.3	5463.1	7087.9
BOG feed pressure		bar	66.51	107.68	105.54	98.72	107.86	92.15	116.51
MR compression pressure	inlet	bar	9	7.2	4	9.5	7.2	5.5	10.8
	outlet	bar	60	48.8	37.9	88.7	49	46.4	72
BOG temperature after Heat exchanger		℃		-145.4	-145.2	-145.4	-145.4	-144.8	-145.6
Total power consumption		kW		423.9	446.6	526.8	424.3	447.9	555.8
SPC		kWh/kg	0.3046	0.4487	0.4728	0.5576	0.4491	0.4742	0.5884

기준 케이스는 431,915 kg/h 의 천연가스를 생산하는 대규모 플랜트의 SMR-APCI 공정 최적화 결과이다. 혼합냉매의 구성은 몰분율을 기준으로 질소 5.7 %, 메탄 27.4 %, 에탄 33.4 %, 프로판 25.8 %, n-부탄 7.7 % 이다. 공급 가스의 압력은 66.5 bar 이었으며 혼합냉매 사이클에서의 압력은 압축기 유입시 9 bar, 압축기 후단은 60 bar 이다. 이를 통해 단위 천연가스 액화당 필요한 전력을 계산하면 0.3046 kWh/kg 이다.

케이스 1 과 케이스 2 는 기준 케이스와 같이 5 가지 조성의 냉매로 구성된 재액화 공정이지만, 액화 공정의 에너지 효율은 기준 케이스에 미치지 못하는 것으로 나타났다. 혼합 냉매의 조성 역시 많은 차이를 보였다. 이는 참고 사례의 경우 천연가스를 대상으로 한 액화공정이지만, 본 연구에서는 천연가스가 증발한 BOG 가 대상이기 때문인 것으로 해석된다. BOG 는 천연가스보다 순수 메탄에 가까운 특성을 갖고 있으며, 상변화 구간에서의 온도변화가 적기 때문에 아래 그림과 같이 냉각 곡선의 수평 구간에서의 기울기가 낮은 것을 알 수 있다. 그 결과 최적점에서의 냉매의 조성이 차이가 나며 효율 또한 낮은 것으로 해석된다.

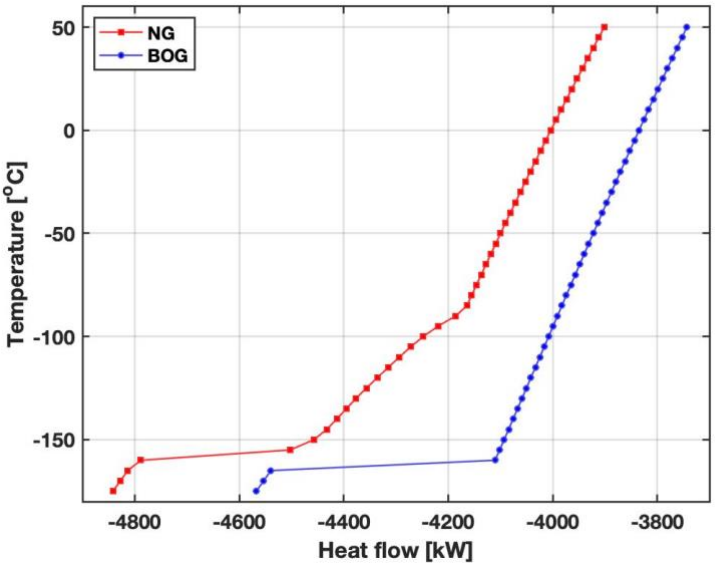
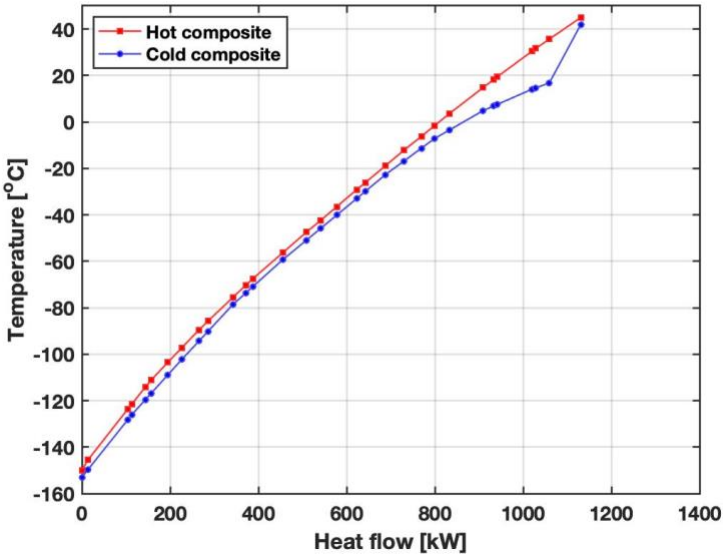


Fig. 24. Temperature-enthalpy diagram for natural gas and BOG.

케이스 3 은 부탄을 제외한 4 가지의 혼합 냉매로 구성되어 있는 공정이다. 앞서 서술한 케이스 1 과 2 에 비해 재액화 공정의

전력 소모가 크며 이로 인해 액화 효율도 낮은 것으로 나타났다. 아래 그림은 케이스 1 과 케이스 3 의 열교환기의 온도 교환을 나타낸 것으로, 우측 상단의 고온부에서의 온도 구배 차이로 인해 효율이 낮은 것으로 해석할 수 있다. 혼합 냉매를 비교적 무거운 부탄을 제외하고 구성할 경우, 고온부에서의 열교환이 어려워져 열교환 효율이 떨어지는 것을 알 수 있다.



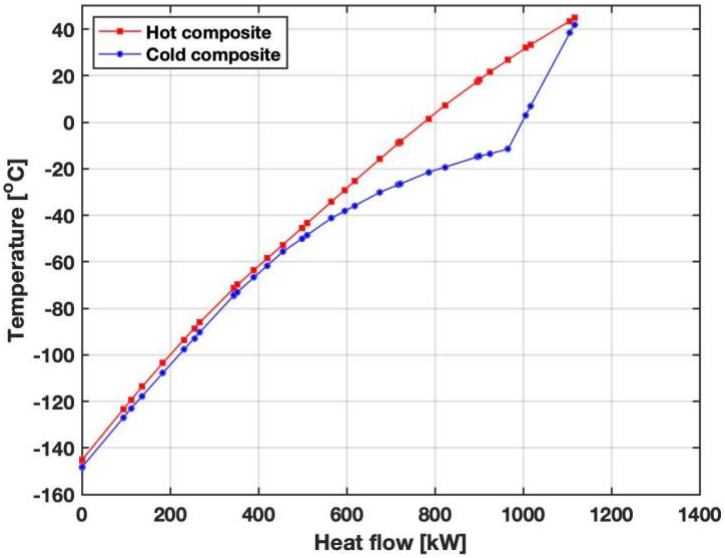
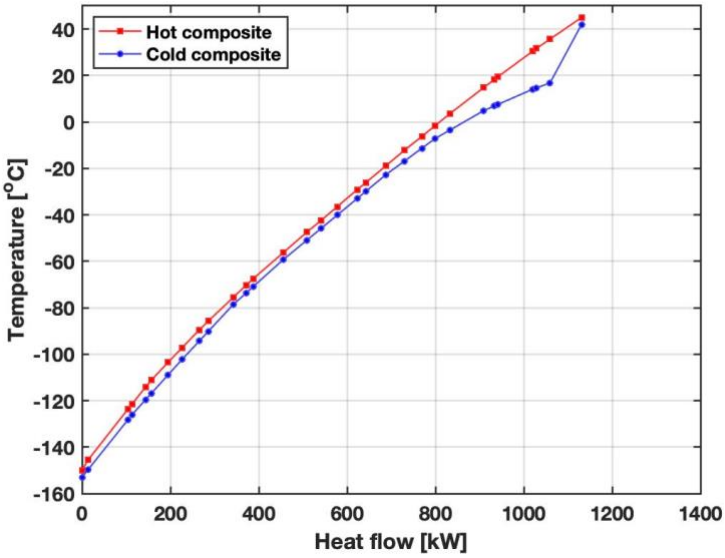


Fig. 25. Heat curve of case 1 (upper) and case 3 (lower).

케이스 4 과 케이스 5 는 프로판을 제외한 4 가지의 혼합 냉매로 구성하였으며, 각각 n-부탄과 iso-부탄을 적용한 경우이다. 그 결과 부탄을 제외한 케이스 3 에 비해 효율이 좋은 것으로 나타났으며, 이를 통해 냉매의 구성을 단순화 하기 위해서는 프로판을 제외하는 것이 부탄을 제외하는 것 보다 나은 선택임을 알 수 있다. 케이스 4 와 케이스 5 를 비교하자면 n-부탄이 iso-부탄에 비해 재액화공정의 에너지 효율 측면에서 유리한 것으로 나타났다. 이는 n-부탄의 경우 straight chain 구조이며 iso-부탄은 branched chain 구조로 분자간 힘에서 차이가 있기 때문이다. 이로 인해 n-부탄의 끓는점은 영하 0.4 C 이며, iso-부탄의 경우 영하 11.75 C 이다. 따라서 결과에서 나타나는 것과 같이 n-부탄을 적용한

케이스가 혼합 냉매의 끓는 점을 비교적 높여주고, 에너지 효율이 좋아지는 것으로 해석된다.

케이스 6 은 질소, 메탄 및 프로판의 3 가지 냉매로 구성된 공정으로, 다른 케이스들에 비해 공급 가스의 압축이 116.5 bar 로 높게 나타났다. 또한 혼합 냉매의 유량 역시 다른 케이스들에 비해 높게 나타났으며, 이로 인해 액화공정의 효율이 낮은 것으로 해석된다. 아래 그림과 같이 냉매의 개수를 3 개로 줄일 경우 고온 영역 뿐만 아니라 저온 영역에서의 열교환 효율이 떨어지는 것으로 나타났다.



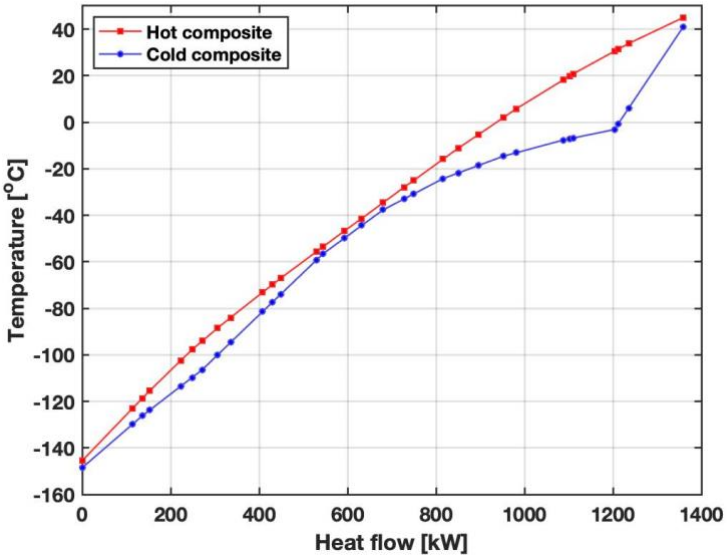


Fig. 26. Heat curve of case 1 (upper) and case 6 (lower).

모든 케이스들에서 최적점에서의 공급 가스 (BOG) 의 압축 압력이 100 bar 근처로 나타났다. 공급 가스의 압력이 증가하면 초임계 상태에 도달하므로 상변화로 인핸 온도 불변 구간이 아래 그림과 같이 선형에 가깝게 나타난다. 이로 인해 혼합 냉매로 공정을 구성할 경우 열곡선을 좀 더 가깝게 구성하기가 쉬워진다. 공급 가스의 추가 압축에 필요한 전력 소모에 비해 이를 통해 얻을 수 있는 혼합 냉매의 유량 및 압력 감소로 인한 전력 소모량 감소가 재액화 공정의 효율 감소로 이어진 것으로 해석된다.

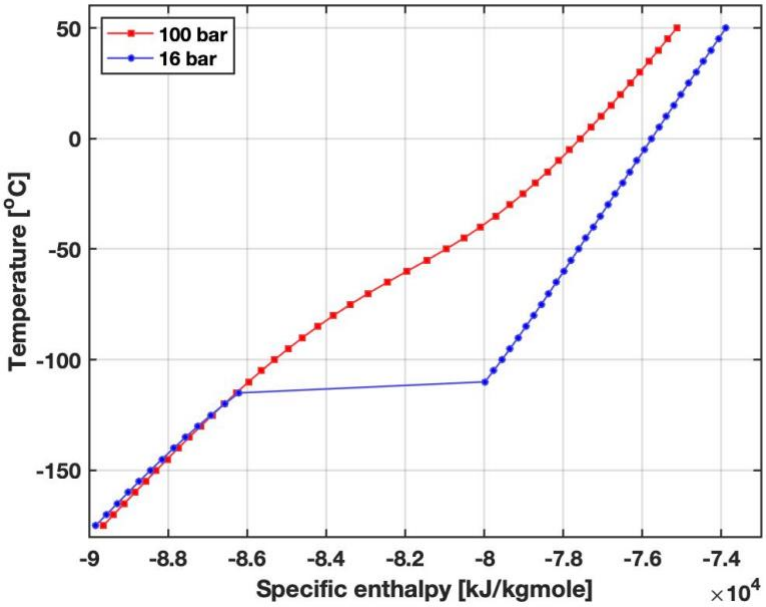


Fig. 27. Temperature-enthalpy diagram of the BOG at 16 bar and 100 bar.

5. 결론

5.1. 연구 요약 및 의의

본 연구에서는 천연가스 운반선의 재액화 공정을 연료 공급 시스템과 결합하여 모사한 후 이를 에너지 효율, 경제성, 환경적

측면의 관점에서 비교 분석을 수행했다. 연료 공급 시스템의 추진 엔진을 고압 가스 분사 엔진과 저압 가스 분사 엔진으로 나누어 구성했으며, 재액화 공정은 외부 냉매의 유무에 따라 자가 재액화 공정 및 단일 혼합 냉매 공정으로 나누어 구성했다.

고압 가스 분사 엔진을 탑재한 천연가스 운반선의 경우 기준 연료 공급 시스템과 BOG 재액화 공정의 총 연간 비용을 최적화하여 비교 분석했다. 재액화 공정은 줄-톰슨 사이클을 기반으로 구성했다. 기준 시스템과 비교하여 추가된 재액화 공정 설비의 경제적 이점을 평가하기 위해 목적함수로 총 연간 비용 (TAC, total annualized cost) 을 계산하여 이를 최소화하는 설계점을 찾아냈다. 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $ 5 일 때의 최적화 결과는 기준 연료 공급 시스템에 비해 총 연간 비용이 줄어드는 결과를 보였다. 줄-톰슨 사이클을 적용한 재액화 공정의 단순한 구조는 필요한 추가 설비의 수가 적기 때문에 비용의 증가가 많지 않았다. 또한 재액화 공정의 설치는 가스 소각 시스템에서 연소하는 BOG 의 양을 줄여 저장 탱크로 회수하여 화물을 손실을 막고 경제적으로 이득을 가져다 주었다. 줄-톰슨 사이클에서 압축된 가스를 팽창할 때 액체 터빈을 밸브와 함께 적용한 경우 등엔트로피 팽창으로 재액화율을 증가시켜 총 연간 비용을 줄일 수 있었다. 또한 공정 흐름도 상의 압축기 우회 지점을 바꾸어 일부 압축기 및 냉각기를 우회하여 총 연간 비용을 줄일 수 있었다. 천연가스의 가격이 MMTBU 당 $2 일 때부터 $8 까지에 대한 민감도 분석을 수행했고, 그 결과 $4 이상의 가격일 때 천연가스 운반선에 재액화 공정을 설치하여 BOG 를 회수하는 것이 경제적으로 유리한 것으로 나타났다. 기준 시스템 (재액화 공정이

없는 연료 공급 시스템) 의 경우 총 연간 비용을 높이는 주요 원인 중 하나가 가스 소각 시스템에서 연소되는 BOG 였다. 하지만 천연가스 가격이 하락한다면 화물의 손실액이 줄어들게 되어 오히려 재액화 공정의 설비 투자비 및 운영비가 더 크게 나타났다. 반대로 가격이 MMBTU 당 $8 으로 높아졌을 시에는 기준 시스템에 비해 재액화 공정을 설치하는 것이 46 % 정도의 비용을 줄일 수 있는 것으로 나타났다. 결론적으로 천연가스 운반선의 재액화 공정의 경제적 측면의 최적 설계시 천연가스의 가격이 반드시 고려되어야 할 중요한 변수 중 하나이다.

저압 가스 분사 엔진을 탑재한 천연가스 운반선의 경우 냉매에 따른 두 가지 재액화 공정을 에너지 효율, 경제성, 환경 측면에서 비교 분석하였다. 두 가지 재액화 공정은 외부 냉매의 유무에 따라 NER 공정 (no external refrigerant process) 및 SMR 공정 (single mixed refrigerant process) 으로 나누었다. 에너지 효율의 최적화 결과는 SMR 공정이 NER 공정에 비해 6 % 정도 효율이 좋았고, 45 % 가량 천연가스를 더 많이 회수할 수 있었다. 그러나 전체 전력 소비는 27 % 높았다. 경제성 분석 결과 NER 공정은 천연가스의 가격이 MMBTU 당 $5 일 때 SMR 공정에 비해 총 연간 비용이 10 % 적게 나타났다. BOG 손실액은 NER 공정이 SMR 공정에 비해 약 20 % 높았지만 SMR 공정의 투자비 및 운영비가 각각 45 %, 47 % 높게 나타난 결과로 해석된다. 천연가스의 가격에 따라 민감도 분석을 수행했고, 그 결과 가격이 낮을 때 NER 공정이 유리하고 가격이 높아짐에 따라 SMR 공정이 유리했다. 이는 NER 공정의 경우 사용할 수 있는 냉열의 한계가 있기 때문에 가스 소각 시스템에서 일정 유량을 항상 연소시켜야 하고, 그 결과 천연가스의 가격이

높을 때는 손실액 역시 증가하기 때문인 것으로 해석된다. 환경 분석에서 재액화 공정의 모든 케이스들은 기준 연료 공급 시스템 (즉, 재액화 공정이 없는) 에 비해 이산화탄소 배출량을 줄일 수 있는 것으로 나타났다. 또한 두 공정 중 SMR 공정이 보다 환경 친화적인 것으로 나타났다. NER 공정은 SMR 공정에 비해 전력 소모가 적으나 재액화 용량에 제한이 있어 가스 소각 시스템에서 일정 유량의 BOG 를 연소시켜야 하고, 그 결과 이산화탄소 배출량이 높게 나타난 것으로 해석된다. 반면 SMR 공정은 완전 재액화가 가능하며 이로 인해 가스 소각 시스템에서의 연소량을 현저히 줄일 수 있다. 이로 인해 NER 공정에 비해 이산화탄소 배출량이 14 % 낮게 나타났다. 결론적으로, 저압 가스 분사 엔진의 경우 재액화 공정이 화물의 손실을 줄여 경제적 이익을 얻을 수 있으며 이산화탄소 배출을 줄이는 효과적인 수단이 될 수 있음을 보여준다.

또한, 저압 가스 분사 엔진의 재액화 공정의 단순화 및 소형화를 위해 SMR 공정의 조성의 개수에 따른 에너지 효율을 비교 분석했다. 단위 천연가스의 액화에 필요한 전력량을 목적 함수로 하여 최적화를 수행했다. 그 결과 냉매의 수가 5 개에서 4 개로 줄어들 때, 프로판을 제외한 냉매 구성을 할 시 효율에서 큰 차이를 보이지 않았다. 하지만 부탄을 제외한 냉매 구성을 했을 경우 고온부에서의 열교환 효율이 떨어져 재액화 공정의 에너지 효율 역시 감소했다. 냉매의 수를 3 개로 줄였을 경우 저온부와 고온부 모두에서 열교환 효율이 떨어져, 전체 에너지 효율이 약 23 % 감소했다. 따라서 공정을 단순화 하기 위해서는 질소, 메탄, 에탄, n-

부탄 으로 혼합 냉매를 구성하는 것이 가장 효율적인 것으로 나타났다.

5.2. 향후 연구

본 연구에서 제안한 천연가스 운반선의 BOG 재액화 시스템의 최적 설계에 대한 완성도를 높이기 위해서는 다음과 같은 후속 연구가 필요하다고 판단된다.

먼저, 보다 높은 정확한 설계를 위해서는 선속 프로파일, 항해 일정, 연료 소모량 및 가스/오일 모드 운전 비율 등의 자세한 운항 정보를 반영한 설계가 필요하다. 잉여 BOG 의 양은 각 엔진에서의 연료 소모량에 영향을 받게 되며, 고속으로 운항할 경우 잉여 BOG 는 줄어들고 저속으로 운항할 경우 잉여 BOG 는 늘어난다. 또한 선속에 의해 항해 일정이 변하게 되며 연간 운항 횟수가 변하게 된다. 이러한 경우 재액화 공정의 운전 역시 달라지며 이를 반영한 연구를 수행할 경우 좀 더 나은 설계를 할 수 있을 것이다. 좀 더 정확한 연료 소모량 예측 및 가스/오일 모드 운전 비율을 정확히 알 경우 재액화 공정의 최적 운전을 위해서 운항 전략을 제시할 수도 있을 것이다. 이러한 추가 정보들에 대한 접근이 쉬워진다면, 보다 나은 연구를 통해 좀 더 정확한 설계를 제안할 수 있을 것으로 기대된다.

또한 앞서 본문에서 수차례 언급한 것과 같이, 최근 선박 업계는 심화된 환경 규제로 인해 Green ship industry 구축에 집중하고 있다. 본 연구에서 계산한 선박 운항 시 이산화탄소 배출량 외에,

천연가스의 전체 life cycle 에 대한 이산화탄소 배출량을 계산하여 이를 줄일 수 있는 연구를 수행한다면 산업에 이바지할 수 있을 것이다. 또한 이산화탄소 배출량 외에도 메탄 슬립 현상에 대한 고려를 포함한 연구를 수행한다면 보다 나은 환경 분석이 될 것으로 기대된다.

참고 문헌

A.T. Inc. Aspen HYSYS V9. Aspen Technology Inc., Cambridge, MA, 2016.

B. Austbø, T. Gundersen. Using Thermodynamic Insight in the Optimization of LNG Processes. Computer Aided Chemical Engineering. 33 (2014) 1273-8.

B. Kavalov, H. Petric, A. Georgakaki. Liquefied Natural Gas for Europe - Some Important Issues for Consideration. EUR – Scientific and Technical Research series. Office for Official Publications of the European Communities, Luxembourg, 2009.

B.-Z. Maytal, J.M. Pfotenhauer. Miniature Joule-Thomson Cryocooling. Springer New York, 2013.

B.A. Finlayson. Introduction to Chemical Engineering Computing. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, NJ, USA, 2012.

Burcat, A. Ideal Gas Thermodynamic Data in Polynomial form for Combustion and Air Pollution Use. [cited 2021 June 23]; Available from: http://garfield.chem.elte.hu/Burcat/burcat.html.

Burckhardt Compression AG, LABY® Compressors contactless labyinth sealing for highest availability. 2016.

C. Hwang and Y. Lim, Optimal Process Design of Onboard BOG Re-

liquefaction System for LNG Carrier. J. Ocean. Eng. Technol., 2018. 32: p. 372–379.
C. Migliore, C. Tubilleja, V. Vesovic. Weathering prediction model for stored liquefied natural gas (LNG). Journal of Natural Gas Science and Engineering. 26 (2015) 570-80.
Camberos, J.A. and J.G. Moubry, Chemical Equilibrium Analysis with the Method of Element Potentials, in 39th AIAA Aerospace Sciences Meeting. 2001: Reno, NV.
Cha, S., et al., Experimental Analysis of Boil-Off Gas Occurrence in Independent Liquefied Gas storage Tank. J. Ocean. Eng. Technol., 2018. 32: p. 380-385.
Choi, J., Development of partial liquefaction system for liquefied natural gas carrier application using exergy analysis. International Journal of Naval Architecture and Ocean Engineering, 2018. 10(5): p. 609-616.
Council of the European Union, 74th Session of the IMO Marine Environment Protection Committee. 2019.
Cryostar. The Cryostar Magazine. 2008.
Đ. Dobrota, B. Lalić, I. Komar. Problem of boil-off in LNG supply chain. Transactions on maritime science. 2 (2013) 91-100.
D. Feger. Gas Combustion Units: High Performance Technologies for Safe Disposal of Excess Boil Off Gas on the New Generation of LNG Carriers. Proceedings of 15th international conference and exhibition on liquified natural gas (LNG 15). Gas Technology Institute (GTI), Barcelona, Spain, 2007.
D. Kim, C. Hwang, T. Gundersen, and Y. Lim, Process design and economic optimization of boil-off-gas re-liquefaction systems for LNG carriers. Energy, 2019. 173: p. 1119-1129.
D. Yeo, B. Ahn, J. Kim, I. Kim. Propulsion Alternatives for Modern LNG Carriers. Proceedings of 15th international conference and exhibition on liquified natural gas (LNG 15). Gas Technology Institute (GTI), Barcelona, Spain, 2007.
E. Ekanem Attah, R. Bucknall. An analysis of the energy efficiency of LNG ships powering options using the EEDI. Ocean Engineering. 110 (2015) 62-74.
E. Melaaen. Gas Supply System for Gas Engines. US patent 20110146341A1, 2011.
Energy API, Consistent Methodology for Estimating Greenhouse Gas Emissions. 2015, Energy API.

F. Marini, B. Walczak. Particle swarm optimization (PSO). A tutorial. Chemometrics and Intelligent Laboratory Systems. 149 (2015) 153-65.

Fernández, I.A., M.R. Gómez, J.R. Gómez, and Á.B. Insua, Review of propulsion systems on LNG carriers. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2017. 67: p. 1395-1411.

Frenklach, M., T. Bowman, and G. Smith. GRI-Mech 3.0. [cited 2021 23 June]; Available from: http://combustion.berkeley.edu/gri-mech/version30/text30.html.

George, D.G., K.D. Eleftherios, and G.A. Chariklia, LNG carrier two-stroke propulsion systems: A comparative study of state of the art reliquefaction technologies. Energy, 2020. 195.

I.A. Fernández, M.R. Gómez, J.R. Gómez, Á.B. Insua. Review of propulsion systems on LNG carriers. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 67 (2017) 1395-411.

IGU, 2020 World LNG Report. 2020, IGU.

IGU. 2017 World LNG Report. International Gas Union (IGU), Fornebu, Norway, 2017.

J. Romero Gómez, M. Romero Gómez, J. Lopez Bernal, A. Baaliña Insua. Analysis and efficiency enhancement of a boil-off gas reliquefaction system with cascade cycle on board LNG carriers. Energy Conversion and Management. 94 (2015) 261-74.

K. Kaupert, L. Hays, S. Gandhi, C. Kaehler. Flashing Liquid Expanders for LNG Liquefaction Trains. Proceedings of 17th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 17). Gas Technology Institute (GTI), Houston, USA, 2013.

K. Wang, J. Sun, P. Song. Experimental study of cryogenic liquid turbine expander with closed-loop liquefied nitrogen system. Cryogenics. 67 (2015) 4-14.

K.D. Timmerhaus, R.P. Reed. Cryogenic Engineering. International Cryogenics Monograph Series. Springer-Verlag New York, 2007.

Kwak, D.-H., J.-H. Heo, S.-H. Park, S.-J. Seo, and J.-K. Kim, Energy-efficient design and optimization of boil-off gas (BOG) re-liquefaction process for liquefied natural gas (LNG)-fuelled ship. Energy, 2018. 148: p. 915-929.

L. R Juliussen, M. J Kryger, A. Andreasen. MAN B&W ME-GI Engines. Recent Research and Results. Proceedings of the

International Symposium on Marine Engineering (ISME). The Institute of Marine Engineering, Science and Technology (IMAREST), Kobe, Japan, 2011.
L.M. Rios, N.V. Sahinidis. Derivative-free optimization: a review of algorithms and comparison of software implementations. J Glob Optim. 56 (2013) 1247-93.
Lee, J., Y. Kim, and S. Hwang, Numerical Model of Heat Diffusion and Evaporation by LNG Leakage at Membrane Insulation. J. Ocean. Eng. Technol., 2014. 28: p. 517-526.
M. Barclay, C.C. Yang. Offshore LNG: The Perfect Starting Point for the 2-Phase Expander? , Proceedings of Offshore Technology Conference (OTC 2006). Offshore Technology Conference (OTC), Houston, Texas, USA, 2006.
M. Miana, R. Legorburo, D. Díez, Y.H. Hwang. Calculation of Boil-Off Rate of Liquefied Natural Gas in Mark III tanks of ship carriers by numerical analysis. Applied Thermal Engineering. 93 (2016) 279-96.
MAN Diesel & Turbo, ME-GI Dual Fuel MAN B&W Engines A Technical, Operational and Cost-effective Solution for Ships Fuelled by Gas. 2012.
Man Diesel & Turbo, Propulsion Trends in LNG Carriers Two-stroke Engines. 2013.
MAN Diesel & Turbo. ME-GI Dual Fuel MAN B&W Engines A Technical, Operational and Cost-effective Solution for Ships Fuelled by Gas. MAN Diesel & Turbo, Online accessed: 03.04.2018, https://marine.mandieselturbo.com.
McBride, B.J., M.J. Zehe, and S. Gordon, NASA Glenn Coefficients for Calculating Thermodynamic Properties of Individual Species. 2002.
Natural Gas. The U.S. Energy Information Administration (EIA), Online accessed: 05.04.2018, https://www.eia.gov/dnav/ng.
P. Bosma, R. Klein Nagelvoort. Liquefaction Technology Developments through History. Proceedings of the 1st Annual Gas Processing Symposium. Elsevier, Amsterdam, Netherlands, 2009. pp. 19-31.
R. Gilmore, S. Hatzigrigoris, S. Mavrakis, A. Spertos, A. Vordonis. LNG Carrier Alternative Propulsion Systems. Proceedings of the Greek Section of the Society of Naval Architects and Marine Engineers (SNAME). Society of Naval Architects and Marine

Engineers (SNAME), Athens, 2005.
R. Turton, Analysis, synthesis, and design of chemical processes 4th ed. 2013, Upper Saddle River, N.J: Pearson Education.
R.Z. Ríos-Mercado, C. Borraz-Sánchez. Optimization problems in natural gas transportation systems: A state-of-the-art review. Applied Energy. 147 (2015) 536-55.
Romero Gómez, J., M. Romero Gómez, J. Lopez Bernal, and A. Baaliña Insua, Analysis and efficiency enhancement of a boil-off gas reliquefaction system with cascade cycle on board LNG carriers. Energy Conversion and Management, 2015. 94: p. 261-274.
S. Paltsev. Economics and geopolitics of natural gas: Pipelines versus LNG. Proceedings of 12th International Conference on the European Energy Market (EEM). Institute of Electrical and Electronics Engineers (IEEE), Lisbon, Portugal, 2015. pp. 1-5.
T. Gavory, P.E. de Seze. Sloshing In Membrane LNG Carriers And Its Consequences From a Designer's Perspective. Proceedings of 19th International Offshore and Polar Engineering Conference (ISOPE 2009). International Society of Offshore and Polar Engineers (ISOPE), Osaka, Japan, 2009.
Tan, H., Q. Zhao, N. Sun, and Y. Li, Enhancement of energy performance in a boil-off gas re-liquefaction system of LNG carriers using ejectors. Energy Conversion and Management, 2016. 126: p. 875-888.
Tan, H., S. Shan, Y. Nie, and Q. Zhao, A new boil-off gas re-liquefaction system for LNG carriers based on dual mixed refrigerant cycle. Cryogenics, 2018. 92: p. 84-92.
TGE Marine Gas Engineering. Efficient, Low Cost LNG BOG Handling by Integration of Cascade Liquefaction and Laby-GI Fuel Gas Compressor for Compressor for ME-GI Propulsion System. TGE Marine Gas Engineering, Online accessed: 03.04.2018, http://www.tge-marine.com/.
Tu Huan, F.H., Lei Wei and Zhou Guoqiang, Options and Evaluations on Propulsion Systems of LNG Carriers.
W.S. Wayne, M. Hodgson. The Options and Evaluation of Propulsion Systems for the Next Generation of LNG Carriers. Proceedings of 23rd World Gas Conference. International Gas Union (IGU), Amsterdam, Netherlands, 2006.
Wärtsilä. WÄRTSILÄ 34DF PRODUCT GUIDE. Wärtsilä, Online

accessed: 05.04.2018, https://www.wartsila.com.
WinGD. Application of WinGD X-DF engines for LNG fuelled vessels. WinGD, Online accessed: 04.04.2018, https://www.wingd.com.
Wong, F.C.H., Chemical equilibrium analysis of combustion products at constant volume. 2001, University of Toronto: Toronto.
X. Xu, J. Liu, L. Cao. Optimization and analysis of mixed refrigerant composition for the PRICO natural gas liquefaction process. Cryogenics. 59 (2014) 60-9.
Y. Lee, T. Cho, J. Lee, O. Kwon. Trends and Technologies in LNG Carriers and Offshore LNG Facilities. Proceedings of Offshore Technology Conference (OTC 2008). Offshore Technology Conference (OTC), Houston, USA, 2008.
Y. Shin, J.W. Kim, H. Lee, C. Hwang. Sloshing Impact of LNG Cargoes In Membrane Containment Systems In the Partially Filled Condition. Proceedings of 13th International Offshore and Polar Engineering Conference. International Society of Offshore and Polar Engineers (ISOPE), Honolulu, Hawaii, USA, 2003.
Y. Shin, Y.P. Lee. Design of a boil-off natural gas reliquefaction control system for LNG carriers. Applied Energy. 86 (2009) 37-44.

Abstract

Optimal process design of BOG re-liquefaction systems for LNG carrier

Chulmin Hwang
Naval Architecture& Ocean Engineering
The Graduate School
Seoul National University

Due to tighter environmental regulations, the demand for liquefied natural gas (LNG) is continuously growing. The natural gas carrier does not require a separate fuel storage tank since it can use naturally generated BOG (boil-off gas) as fuel. However, the challenging issue for using BOG as fuel is to handle the surplus BOG. Unlike previous engines that incinerate surplus BOG through a gas combustion unit (GCU), the development of gas injection engines is changing the approach to BOG treatment of natural gas carriers. As a compressor capable of high-pressure compression is installed inside the fuel supply system, the boil-off gas can be recovered to the storage tank through the re-liquefaction process only by adding some equipment such as a heat exchanger and a phase separator. Through re-liquefaction process, it is possible to obtain economic profits by minimizing the loss of cargo, and also to reduce the amount of carbon dioxide emitted through GCU. Due to these advantages, studies on the re-liquefaction process of natural gas carriers are being conducted, but studies on designs that comprehensively consider process performance, economic feasibility, and environmental impact are still lacking.

In this paper, energy efficiency, economic feasibility, and environmental impact are analyzed by subdividing the fuel supply system and re-liquefaction process of LNG carrier according to their types. The fuel supply system is divided into a high-pressure gas injection engine and a low-pressure gas injection engine according to the operating pressure of the fuel. In case of high-pressure gas injection engine, this paper investigates the economic feasibility of the additional BOG liquefaction facilities in the high-pressure fuel supply system on the vessels. To utilize the existing BOG compressor for fuel production, the liquefaction was conducted by the Joule Thomson (JT) cycle, which can use the pres- surized BOG as a working fluid. For the comparison of the fuel supply system and its variations with BOG liquefaction, they are optimized with respect to total annual cost (TAC) as the objective function. With an LNG price of 5 USD/MMBtu, the optimization results show that the use of BOG liquefiers on LNG vessels reduces the TAC by at least 9.4% compared to the high pressure fuel supply system. The use of a liquid turbine in the liquefaction configurations also resulted in 2.4% savings in TAC compared to the JT cycle based process. However, a sensitivity analysis with different LNG prices indicates that the liquefaction systems are not economical compared to the fuel supply system when the LNG price is lower than 4 USD/ MMBtu.

In case of low-pressure gas injection engine, this paper performs a comparative analysis in terms of efficiency by simplifying the composition of the mixed refrigerant in the liquefaction pro- cess. Additionally, a single mixed refrigerant process is used to pursue the compactness of the pro- cess. For comparative analysis, the liquefaction

process is designed and simulated, and the specific power consumption calculated as the power required to liquefy the unit LNG is used as the objective function to optimize. As a result, it is confirmed that when the number of refrigerants is reduced from 5 to 4, the efficiency is only about a 1% difference, but when it is reduced to 3, the efficiency decreases by 23%, resulting in a decrease in performance. And also, this paper comparatively analyzes the re-liquefaction system for a low-pressure gas injection engine according to the refrigerant (no external refrigerant or single mixed refrigerant) with three key performance indicators: energetic, economic, and environmental aspects. For an energy efficiency analysis, the design is optimized to minimize the specific power consumption required to liquefy BOG. In economic analysis, minimizing total annualized cost is the objective. For an environmental analysis, CO_2 emissions at each optimal point is calculated and comparatively analyzed. The results show that the process without external refrigerant has better performance in terms of economy, while the single mixed refrigerant process is suitable in terms of energy efficiency and environmental impact.

Keywords: LNG carrier, LNG, Boil-off gas, Re-liquefaction, Process optimization, Optimal design

Student number: 2015-22869