



LNG 액화공정 초구조 모델 최적화 연구

손희창 · †임영섭*

서울대학교 조선해양공학과 박사과정, *서울대학교 해양시스템공학연구소 교수
(2019년 10월 4일 접수, 2019년 12월 19일 수정, 2020년 1월 7일 채택)

A Study on the Superstructure Optimization of LNG Liquefaction Process

Heechang Son · †Youngsub Lim*

Dept. of Naval Architecture and Ocean Eng., Seoul National Univ., Seoul 08826, Korea

*Research Institute of Marine Systems Eng., Seoul National Univ., Seoul 08826, Korea

(Received October 4, 2019; Revised December 19, 2019; Accepted January 7, 2020)

요약

LNG사업에서 액화공정의 운전비용은 큰 비중을 차지하기 때문에 적합한 액화공정을 선정하고 그 운전조건을 결정하는 것은 중요한 일이다. 현재까지 다양한 구성의 액화공정들이 개발되어 왔기 때문에 이들을 최적화하고 비교하여 최적의 액화공정을 선택하는 것은 많은 시간과 노력을 요하는 일이다. 다양한 구조 및 선택 사항을 포함한 초구조 모델을 사용한 초구조 최적화를 수행하면 공정 구성에 대한 선택과 최적의 운전변수를 한 번에 최적화하는 것이 가능하다. 본 연구에서는 SMR 액화공정에 대한 다양한 선택지를 포함하는 초구조 모델을 만들고 이를 최적화하였다. 결과적으로 초구조 모델이 개별적인 액화공정에 준하는 최적 포인트를 도출하는 것을 확인하였다.

Abstract - Because the expenditure of LNG liquefaction processes are high in a LNG project, it is very important to find a suitable liquefaction process model and optimal operating conditions for a project. Various configurations of LNG liquefaction processes have been suggested, and therefore it takes a lot of time and manpower to compare all of these models in order to select an appropriate liquefaction process for a project. A superstructure model can include multiple options in one model and can contribute to decide the best configuration and operating conditions at the same time. This study developed a superstructure model including multiple process options for SMR (Single Mixed Refrigerant) liquefaction process and optimized it. The results showed that the optimization results of the superstructure model have similar values with optimization results of the separate SMR model.

Key words : LNG(Liquefied natural gas), Liquefaction process, SMR (Single mixed refrigerant), Optimization, Superstructure optimization

I. 서론

친환경에너지에 대한 관심과 함께 천연가스 수요는 점점 증가하고 있다. 또한 수입국의 지리적 요건, 운송의 편리성 등과 같은 요인에 의해 천연가스 시장

내에서 액화천연가스, 즉 LNG (Liquefied Natural Gas)의 비중이 높아지고 있다.[1-3] LNG 가치사슬에서 큰 부분을 차지하는 것이 LNG의 생산비용이며, 그중에서도 액화공정이 차지하는 초기투자비용(CAPEX) 및 운영비용(OPEX)은 높은 비중을 차지한다.[4-6] 따라서 적합한 액화공정 모델과 최적의 운전 조건을 선정하여 액화공정의 비용을 최소화하는 것은 LNG사업의 경제성을 결정하는 매우 중요한 과정이다.

†Corresponding author:s98thesb@snu.ac.kr
Copyright © 2019 by The Korean Institute of Gas

기존 액화공정 연구에서는 액화공정 설계 시 공정 최적화를 통해 최적의 운전조건으로 공정 효율을 상승시켜왔다. 이를 통해 공정 내 소요 동력을 줄이며 액화공정에 요구되는 비용을 최소화시킬 수 있다. 예를 들어, Lee *et al.*은 소모되는 에너지를 줄이기 위한 새로운 공정 설계 방법을 제시하였고[7], Alabdulkarem *et al.*은 공정 최적화를 통해 이전 모델 대비 약 10% 에너지소모량을 감소시켰다.[8] 또한, Moein *et al.*은 전역 최적화 알고리즘인 GA(Genetic Algorithm)를 이용하여 공정 최적화를 수행하였고, 그 결과 이전 모델 대비 약 14% 에너지소모량을 감소시켰다.[9] Ali *et al.*은 metaheuristic vortex search 알고리즘을 이용하여 공정 최적화를 수행하였고, 이전 모델 대비 41.5%까지 에너지소모량을 감소시켰다.[10] 이와 같이 공정 최적화 적용 유무에 따라 공정 내 소요 동력이 크게 달라질 수 있으므로, 액화공정 설계 시 최적화를 통하여 공정 효율을 높이는 것은 필수적이다.

한편, 최근에 여러 라이선스와 함께 다양한 구성을 가진 액화공정이 등장하고 있다.[12-13] 대표적인 액화공정 중 비교적 단순한 구조를 가져서 소규모 천연가스전에 적용되는 액화공정으로 단일 혼합냉매(SMR, Single mixed refrigerant) 액화공정이 있는데, 이는 다시 여러 라이선스 사에 의해 높은 효율을 가지도록 다양한 배치구조 형태로 개발되어 왔다. 예를 들어, 기액 분리의 적용 유무 또는 설치되는 개수에 의해 A, B, C 등의 다른 배치구조를 가지는 다양한 공정이 존재할 수 있다. 또한 feed 조건(feed 조성 등) 및 주변 환경에 따라 각각의 액화공정은 공정 효율이 달라질 수 있고[14], 따라서 주어진 전제 조건에 의해 최적의 액화공정은 변경될 수 있다. 이와 같은 부분을 모두 고려하여 공정 최적화를 수행하고 최적의 액화공정을 선정하는 것은 많은 시간과 작업을 필요로 한다. 이뿐만 아니라 최근에는 공정 최적화 시 목적함수를 에너지소모량이 아닌 비용 또는 다수 목적함수(multiple objective function)로 두고 최적화를 수행하며 공정의 성능 및 경제성을 높이기 위한 연구가 진행되고 있다.[15-17] 목적함수를 변경시키며 공정 비교를 수행하게 되면 종합적으로 좋은 성능의 공정이 선택될 수 있지만, 결국 공정 최적화에 요구되는 작업량은 증가하게 된다.

본 연구에서는 이러한 한계점을 보완하기 위해 SMR 공정을 대상으로 하여 다수의 공정 선택지를 고려할 수 있도록 초구조 모델을 구성하고 이를 최적화하고자 하였다. 이상적으로 구성된 초구조 모델의 경우 각각의 선택지에 따른 공정 대안을 개별적으로 최적화할 필요 없이 한 번의 최적화 과정을

통하여 최적의 공정 구성 대안 및 그 운전 조건을 결정하는 것이 가능하므로 보다 효율적인 최적화가 가능하다. 개별 공정 최적화에는 초기 값의 영향 및 소요시간을 줄일 수 있는 Modified DIRECT 알고리즘을 사용하였고, 변수가 증가한 초구조 모델 최적화에는 GA를 사용하였다.[18-19]

II. SMR 액화공정 최적화 결과

액화공정은 질소 단일 냉매를 사용하는 N2-expander 액화 공정, 복수의 냉매를 사용하는 계단식(cascade) 액화 공정, 혼합냉매를 사용하되 단일 조성을 가지는 SMR, 복수의 순물질/혼합냉매를 사용하는 C3MR, DMR 등 다양한 종류가 사용되고 있다. 이 중 SMR은 압축 사이클을 하나만 사용하여 상대적으로 작은 크기를 지니면서도 동시에 혼합냉매를 사용하여 상대적으로 높은 효율을 보유하여 중소규모 가스전 및 해양플랫폼에서 선호되는 액화공정이다. 본 연구에서는 SMR공정의 대표적인 3가지 형태를 모델링하고 최적화하였다.

2.1. 유형별 SMR 액화공정

SMR A타입은 1950년대에 Black & Veatch 사에 의해 소개되었고[22], SMR 공정 중 가장 간단한 구조로서 1981년 알제리 Skikda LNG 플랜트에 처음 적용된 것으로 알려져 있다.[23] Fig. 1(a)은 SMR A공정의 PFD(Process flow diagram)를 나타내고 있으며, 공정 구성이 하나의 열교환기와 MR 사이클로 이루어지는 것을 확인할 수 있다. 이때 feed 조건은 Table 1과 같다.[24]

Table 1. Natural gas feed conditions in this study

Pressure [bar]	65	
Temperature [K]	300	
Composition [mol %]	Nitrogen	4
	Methane	87.5
	Ethane	5.5
	Propane	2.1
	iButane	0.3
	nButane	0.5
	iPentane	0.1

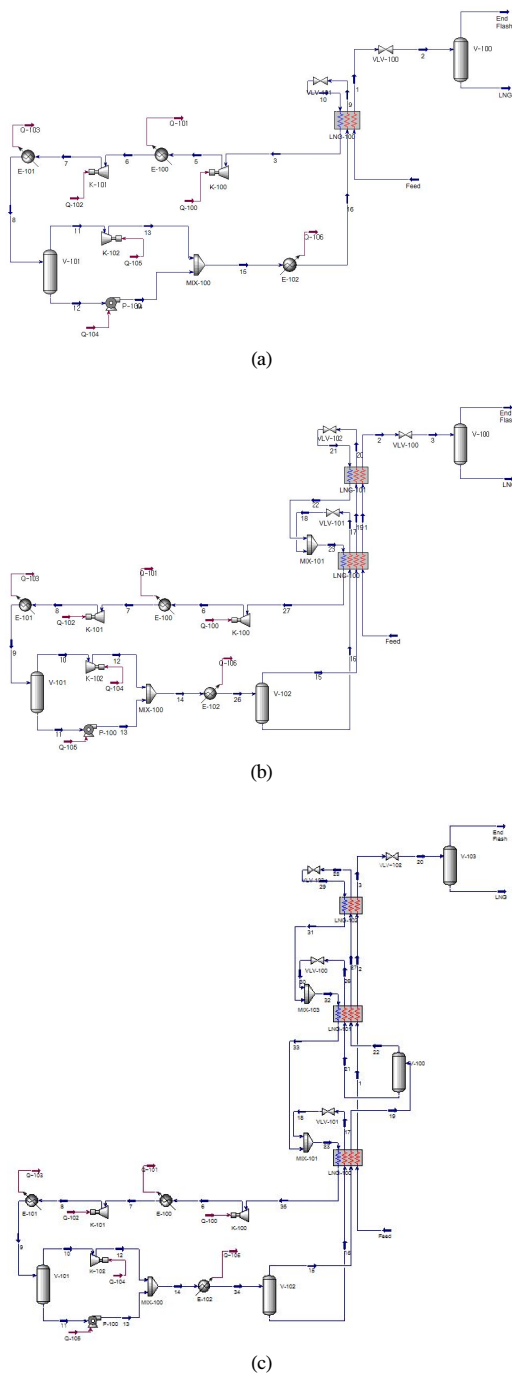


Fig. 1. Process flow diagram of SMR A(a), B(b) and C(c).

Fig. 1(b)에서 나타낸 SMR B타입은 MR 사이클이 MCHE(Main Cryogenic Heat Exchanger)로 들어가기 전 세퍼레이터에 의하여 기액 분리가 이루어지는 구조이다[25]. 따라서 SMR B 공정은 A 공정과 달리 사이드 스트림을 통해 무거운 물질이 먼저 팽창되며 고온부에서 냉열을 공급한다. 이후 가벼운 물질은 저온부에서 냉열을 공급한다. 세퍼레이터를 통해 기액 분리를 하는 이유는 크게 세 가지로 정리할 수 있다. 첫째 이유는 열교환기로 들어가는 스트림의 유량 불균일을 피하기 위함이다. 기액 혼합물이 같은 스트림으로 흐르게 되면 유량 불균일이 발생하게 되고, 이는 열교환 효율을 저감시키는 원인이 된다. 하지만, 이와 같은 현상은 시뮬레이션 상에서 모사되지 않는다. 두 번째 이유로는 냉매의 어는점을 피하기 위함이다. 하나의 스트림으로 냉각이 이루어지면 혼합냉매 내 무거운 물질에 의해 저온부에서 결빙이 발생할 수 있다. 따라서 기액 분리를 통해 무거운 물질을 고온부에서 분리하게 되면 결빙 문제를 해결할 수 있다. 하지만, 결빙 문제 역시 시뮬레이션 상에서 모사되지 않는다. 세 번째 이유로는 냉매 팽창 시 줄-튕슨 효과를 증대시키기 위함이다. 무거운 물질의 경우 저온부보다 고온부에서 더 큰 줄-튕슨 계수를 가지므로, 무거운 물질을 분리하여 고온부에서 팽창시키는 것이 공정 효율에 이득이 된다.

Fig. 1(c)에서 보인 SMR C타입은 B타입을 보다 확장한 형태로 팽창하는 영역을 세 구간으로 나누고 기액 분리에 의해 얻을 수 있는 장점을 더 높이기 위해 설계된 구조이다. Fig. 1(b)와 Fig. 1(c)의 Feed 조건은 Fig. 1(a)와 동일하다.

2.2. 공정 시뮬레이션

각 공정을 모사하기 위하여 화학공정 모사에 흔히 사용되는 Aspen HYSYS V10을 사용하였다. 액화공정에 사용되는 주요 장비는 압축기, 냉각기, 열교환기, 세퍼레이터, JT 밸브이고 이들의 에너지밸런스는 식 (1)-(5)에서 각각 정의된다. 상태방정식은 탄화수소에 적합한 것으로 알려진 Peng-Robinson을 사용하였다.

$$W_{Compressor} = \dot{m}(\hat{h}_o - \hat{h}_i) / \eta_{Compressor} \quad (1)$$

\dot{m} : mass flow

\hat{h}_o : outlet enthalpy

\hat{h}_i : inlet enthalpy

$\eta_{Compressor}$: adiabatic efficiency of compressor

$$Q_{Cooler} = \dot{m}(\hat{h}_i - \hat{h}_o) \quad (2)$$

$$\dot{m}_{cold}(\hat{h}_o - \hat{h}_i)_{cold} - Q_{leak} = \dot{m}_{hot}(\hat{h}_i - \hat{h}_o)_{hot} - Q_{loss} \quad (3)$$

$$x_{i,feed}F = y_i V + x_i L \quad (4)$$

$x_{i,feed}$: mole fraction of component i
 $y_{i,feed}$: mole fraction of component in the vapor
 $x_{i,feed}$: mole fraction of component in the liquid
 F : flow rate of the feed stream
 V : flow rate of the vapor stream
 L : flow rate of the liquid stream

$$\hat{h}_o - \hat{h}_i = 0 \quad (5)$$

2.3. 개별 공정 최적화 결과

공정 최적화는 최적화 알고리즘을 MATLAB으로 구현한 뒤 HYSYS와 연동하여 주어진 초기입력값을 기반으로 공정 모사 결과를 읽어 들이고, 이를 바탕으로 다음 최적 점을 연산하는 방식으로 수행되었다. 최적화 알고리즘으로는 Modified DIRECT 알고리즘을 사용하였고, 알고리즘 종료 기준은 Table 2와 같다.

대부분의 연구에서는 공정 성능을 최대화시키기 위해 최적화 목적함수로서 단위 LNG 생산량 당 압축 에너지소모량(SPC: Specific Power Consumption)을 규정하고, 이를 최소화시킨다. 본 연구에서는 LNG 생산 유량이 고정이므로, 최소의 SPC를 가지기 위해 액화공정 내 소요 동력을 목적함수로 규정하였다. 따라서 목적함수는 식 (6)과 같이 표현될 수 있다. 이때 X 는 최적화 변수에 해당하고, 각 공정의 최적화 변수는 Table 3에서 보여준다. 열교환기 성능의 한계점을 고려하여 식 (7)과 같이 제약 조건을 설정하였고, 압축기에 액체가 유입될 경우 장비의 손상이 발생하므로 식 (8)과 같이 제약 조건을 설정하였다. 또한, 설계 파라미터는 Table 4와 같다.

Table 2. Termination criteria for the modified DIRECT algorithm

No.	Termination criteria[19-21]	
1	The number of maximum iterations	1000
2	The number of maximum function evaluations	40000
3	$f_{min} - f_{new} \leq t$ (over 10000 function evaluations)	

Minimize

$$f(X) = \sum_{i=1}^n W_{Compressor,i} \quad (6)$$

Subject to

$$g_j(X) = MTA_{HXj} \geq 3K \quad (j = 1 \text{ to } 3) \quad (7)$$

$$(HX_1 = LNG-100, HX_2 = LNG-101, HX_3 = LNG-102)$$

$$h_k(X) = vf_k \geq 1 \quad (k = 1 \text{ to } 2) \quad (8)$$

(vf_1 = vapor fraction of compressor 1,
 vf_2 = vapor fraction of compressor 2)

각 SMR 공정의 개별 최적화 결과는 Table 5에서 보여준다. SMR A 및 B 공정은 거의 동일한 에너지소모량을 보이고 있으며, SMR C 공정의 경우 약 8%정도 더 높은 소모량을 보이고 있다. 이러한 결과는 다음과 같이 해석될 수 있다.

공정 효율과 열교환기의 상관관계를 식 (9)와 (10)을 통해 나타낼 수 있다. 식 (9)는 손실일을 의미하고,

Table 3. Optimization variables for the SMR processes

Variables	Stream	
	SMR A	Stream 10, 5, 7, 15
MR pressure [bar]	SMR B	Stream 21, 6, 8, 14
	SMR C	Stream 29, 6, 8, 14
	SMR A/B/C	Stream 25 (N2, C1, C2, C3, nC4)
MR Composition [mol %]	SMR A	Stream 1
	SMR B	Stream 1, 2
	SMR C	Stream 1, 2, 3

Table 4. Design specifications for the SMR processes

LNG mass flow	1 MTPA
Adiabatic efficiency of compressor and pump	75%
Pressure drop in the heat exchangers	0
LNG storage pressure	1.2 bar
Minimum temperature approach	3K

식 (10)은 열교환기에서 발생하는 손실일에 대한 수식이다. 식 (10)에서 Q_C 는 음수이고, 따라서 T_C 가 낮아짐에 따라 손실일은 증가한다. 즉, T_C 가 높아질수록 손실일은 줄어들기 때문에 공정 효율은 높아진다. 이는 열교환기 내 열곡선에서 차가운 스트림의 온도를 최대한 높여주면서 뜨거운 스트림과 가깝게 형성시킬수록 공정 효율이 상승한다는 것을 의미한다. 한편, 식 (11)에 의해서 열교환기의 열곡선 간격이 줄어들면 대수평균온도차(LMTD)가 줄어들므로 UA가 증가한다. 따라서 열곡선 간격이 줄어들면 공정 효율 증가와 함께 에너지소모량은 감소하지만, UA 값은 증가하는 결과로 이어진다.

SMR A와 B 공정 최적화 결과를 비교해보면, 에너지소모량 및 UA 값이 거의 동일한 것을 알 수 있다. 앞서 설명된 것처럼 기액 분리에 의해 얻을 수 있는 효과가 있지만, 반대로 기액 분리에 의한 단점도 존재하는데 이는 분리된 냉매가 혼합되는 구간에서 발생한다. SMR B 공정의 23번 스트림과 같이 온도와 조성이 다른 냉매가 혼합되어지고, 이로 인해 열곡선의 차가운 스트림에서 불연속적인 구간이 생긴다. 따라서 열교환기의 열곡선 간격이 커지며 손실일을 증가시키고, 이는 공정 효율 감소로 이어진다. 따라서 SMR B에서는 세퍼레이터 설치에 의해 얻는 효과와 발생하는 손실이 상쇄되어, 냉매가 하나의 스트림으로 열교환기에 들어가는 SMR A와 비슷한 결과가 도출되었다. SMR C의 경우 두 번째 열교환기의 방출 온도가 약 148 K로서 세 번째 열교환기에 요구되는 열전달률이 매우 작게 도출되었다. 즉, 세 번째 열교환기 설치로 인해 얻는 효과는 적고 오히려 냉매가 혼합되는 구간이 증가하며 손실일을 증가시켰기 때문에 다른 공정보다 효율이 낮게 도출되었다.

$$\dot{W}_{lost} = \dot{W}_{rev} - \dot{W}_{act} \quad (9)$$

$$\dot{W}_{lost} = \dot{m} T_S \Delta s - T_S \frac{\dot{Q}_C}{T_C} \quad (\dot{Q}_C < 0) \quad (10)$$

$$UA = \frac{\dot{Q}}{\Delta T_{LM} \times F_t} \quad (11)$$

III. SMR 초구조 모델링 및 최적화

3.1. SMR 액화공정 초구조 모델링

하나의 혼합냉매 사이클을 사용하는 SMR 액화공정도 앞서 살펴본 것과 같이 라이선서에 따라서

공정의 구성 및 배치가 다양하며, 때문에 프로젝트에 적합한 공정을 선정하기 위해 여러 종류의 공정들을 각각 최적화하여 비교·분석하기엔 많은 시간과 작업량을 요구한다.

본 연구에서는 SMR 공정 대상으로 세 가지 형태의 배치구조를 포괄하는 초구조 모델을 구축하고, 이를 최적화하여 각 공정별로 수행하는 최적화 작업을 초구조 모델 하나로 줄여서 최적의 공정 구성 및 운전 조건을 동시에 결정하고자 하였다.

개별 SMR 공정과 동일하게 초구조 모델링은 Aspen HYSYS V10, Peng-Robinson EOS를 통해 수행하였다. 초구조 모델은 Fig. 2와 같이 Tee를 이용하여 사이드 스트림을 0-2개까지 선택할 수 있도록 구성하였으며, 이를 통해 위에서 소개된 세 가지 형태의 SMR 공정을 모두 포괄할 수 있게 된다.

3.2. 초구조 최적화 결과

Table 5의 결과와 같이 초구조 최적화를 통해 선택된 공정은 개별 공정 최적화에서 가장 좋은 에너지소모량을 보였던 SMR A타입이었으며, 최적 에너지소모량은 234.8 kWh/ton로서 개별 공정 최적화 결과인 235.1 kWh/ton과 거의 근사한 값을 가졌다. 하지만, UA 값은 SMR A 개별 최적화 결과보다 높게 도출되었다. 이는 초구조 모델에서 순환되는 냉매 유량이 높기 때문에 열교환기의 열전달률이 증

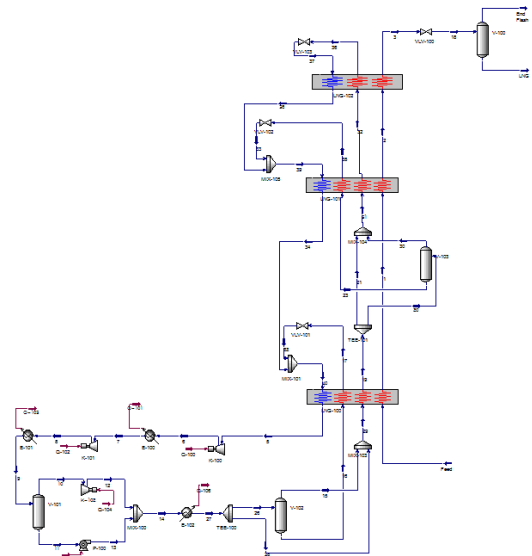


Fig. 2. Process flow diagram of SMR superstructure model.

Table 5. Optimization results for the each SMR process and the SMR superstructure

Results	SMR A	SMR B	SMR C	SMR superstructure	
SPC [kWh/ton]	235.1	236.2	255.1	234.8	
Total UA [kJ/°C·h]	7.90.E+07	7.45.E+07	6.42.E+07	8.53.E+07	
Selected configuration	-	-	-	SMR A	
MR pressure [bar]	LP	4.97	4.99	3.75	4.76
	MP	9.67	10.98	9.44	9.88
	HP	20.23	18.41	18.16	18.05
	HHP	34.94	30.43	33.34	31.41
Composition [mol %]	Nitrogen	5.50%	5.12%	5.76%	5.35%
	Methane	27.46%	25.00%	25.54%	28.02%
	Ethane	41.06%	43.71%	41.61%	39.61%
	Propane	0.37%	2.32%	0.39%	0.28%
	nButane	25.61%	23.85%	26.70%	26.74%
Temperature [K]	LNG-100	141.5	229.7	216.1	239.3
	LNG-101	-	133.7	147.8	153.1
	LNG-102	-	-	134.0	140.6

가하여 발생한 결과이다. 냉매 유량 및 열전달률은 다시 손실 및 공정 효율에 영향을 준다. 이처럼 액화공정 최적화 결과에 영향을 주는 요인들은 여러 가지이고 이들은 서로 종속적이다. 현재 최적화 목적함수가 공정 내 소요 동력이고, 이를 최소화하는 방향으로 최적화가 진행되기 때문에 UA 증가에 대해서는 고려하지 못한다. 따라서 초구조 모델 최적화의 경우 개별 SMR A타입과 같은 공정이라도 UA가 더 높은 영역에서 최적 점이 도출된 모습이고, 제약조건을 활용하여 동일한 조건에서 최적화 결과를 비교해볼 수도 있다.

적절한 최적 점이 도출되었는지 판단하기 위해 민감도 분석을 수행하였다. 민감도 분석은 혼합냉매의 압력 및 조성 변수에 따라 변화하는 에너지소모량에 대해 알아보았다. Fig. 3(a)와 (b)는 혼합냉매의 압력 변수인 MR LP/HHP에 따라 변화하는 에너지소모량을 보여준다. Fig. 3(c)-(g)는 각각 혼합냉매의 조성 변수인 N₂, C₁, C₂, C₃, C₄에 따라 변화하는 에너지소모량을 보여준다. Fig. 3(a)에서 MR LP가 높아질수록 에너지소모량이 줄어드는 것을 볼 수 있다. 하지만, 최적 점 이상으로 높아질 경우 제약조건을 위배하게 된다. 또한, Fig. 3(b)-(g)에서는 최적 점 근처에서 제약조건을 모두 위배하

는 것을 볼 수 있다. 따라서 Table 5에 명시된 최적 점에 대한 검증은 완료하였고, 초구조 최적화를 통해 적절한 최적 점이 도출된 것을 확인하였다.

IV. 결론

그간 많은 연구를 통하여 다양한 배치 및 구성을 가지는 액화공정들이 제시되어 왔고, 이에 따라서 특정 프로젝트에 적합한 액화공정을 선정하고자 하는 경우 필요한 비교·분석 작업량이 증가하고 있다. 본 연구에서는 다양한 액화공정 구성을 하나로 포괄할 수 있는 초구조 모델을 구축하였고, 이를 통해 각 공정별 최적화 수행이 아닌 하나의 초구조 모델 최적화를 통해 최적의 액화공정 구성 및 그 운전조건을 동시에 결정하고자 하였다.

초구조 최적화를 통하여 각 공정별 최적화 결과에 준하는 결과를 얻을 수 있는지 판단하기 위하여 사이드 스트림 및 열교환 중 기액 분리 설비의 유무가 다른 3가지 유형의 SMR 공정에 대하여 각 공정별 최적화를 수행하였다. 공정 모델링은 Aspen HYSYS V10, Peng-Robinson EOS를 사용하여 수행하였으며, 최적화는 MATLAB을 통해 구현한 Modified DIRECT 알고리즘 및 GA를 연동하여 수행

LNG 액화공정 초구조 모델 최적화 연구

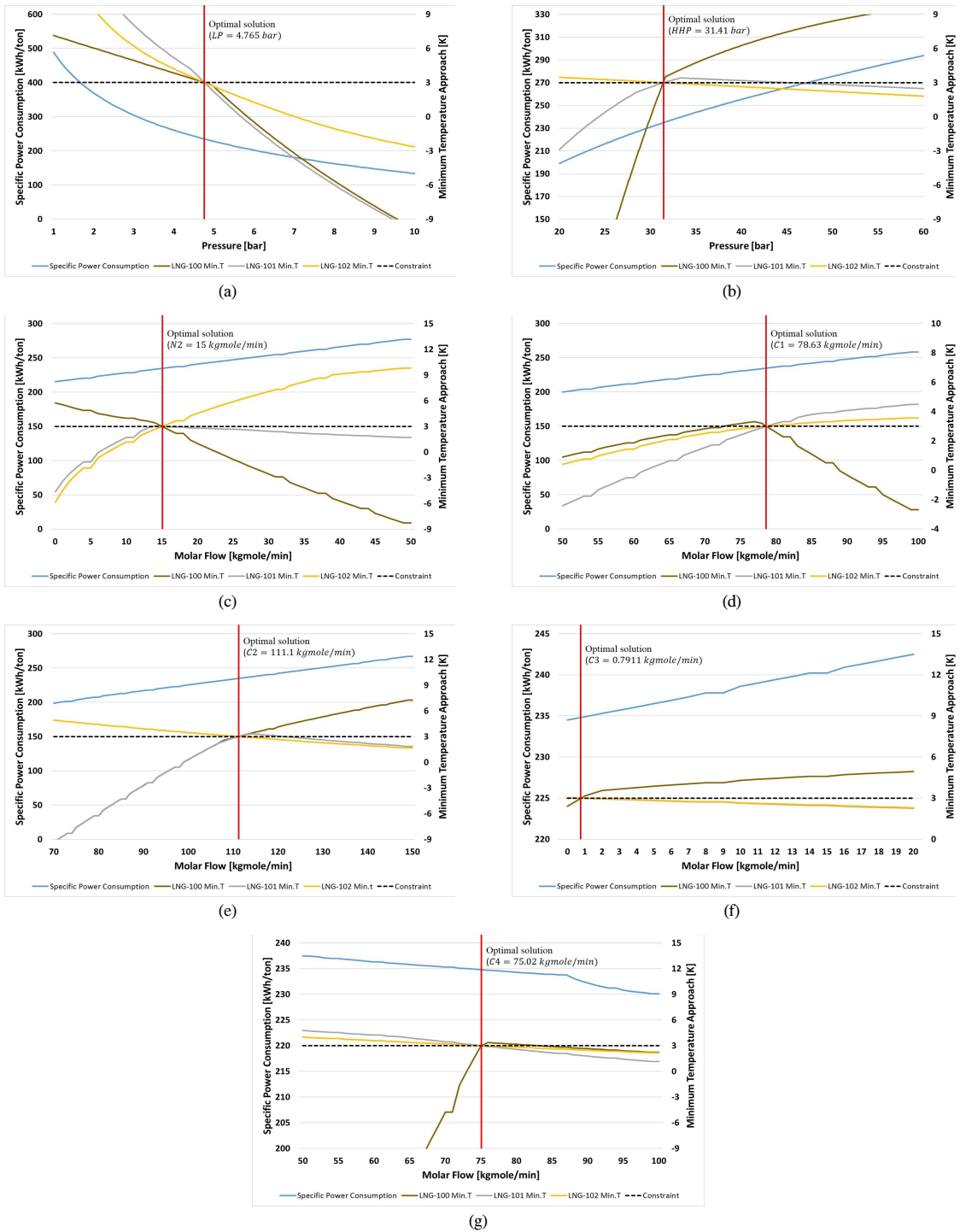


Fig. 3. Sensitivity analysis for LP(a), HHP(b), N2(c), C1(d), C2(e), C3(f) and C4(g).

하였다. 개별 공정 최적화 결과 가장 낮은 에너지 소모량을 보이는 공정은 235.1 kWh/ton을 가지는 SMR A 유형이었다. 초구조 모델은 공정별로 배치가 다른 구간엔 Tee를 통하여 스트립 선택 유무가 결정되며, 서로 다른 3개 유형의 공정이 모두 구성될 수 있도록 하였다. 최적화 수행결과 선택된 공정은 SMR A 유형이었으며, 최적 에너지소모량은 개별 공정 최적화 결과와 거의 근사한 값을 가지는 234.8 kWh/ton이었다.

초구조 최적화를 통해 적절한 최적 점이 도출되었는지 검증하기 위하여 민감도 분석을 수행하였다. 혼합냉매의 압력 및 조성 변수에 따라 변화하는 에너지소모량을 비교하였고, 그 결과 도출된 최적 점에서 멀어질수록 에너지소모량이 커지거나 제약조건에 위배되는 것을 확인하며 최적 점에 대한 검증을 완료하였다.

본 연구를 통하여 초구조 모델링 및 최적화를 통해 액화공정을 개별적으로 구성하며 최적화하지 않아도 공정 구성 및 최적 운전 조건을 동시에 결정하는 것이 가능함을 확인하였다. 나아가 본 연구를 확장하여 기존 공정보다 더 높은 성능의 배치를 개발하는데 활용할 수 있을 것으로 기대한다.

감사의 글

본 연구는 현대중공업(주)의 지원으로 수행된 연구 결과 중 일부임을 밝히며, 연구비 지원에 감사드립니다.

사용기호

- SPC : specific power consumption [kWh/ton]
- U : overall heat transfer coefficient [kJ/(C·m²·h)]
- A : heat transfer area [m²]

REFERENCES

[1] BP, "BP Energy Outlook Energy 2017", BP Stat. Rev. World Energy 52, (2017)

[2] Lee, S. and Chang D., "Design of Pile-Guide Mooring System for Offshore LNG Bunkering Terminal: A Case Study for Singapore Port", J. of Ocean Eng. and Technol., 31(6), 379-387, (2017)

[3] Hwang, C. and Lim, Y., "Optimal process design of onboard BOG re-liquefaction system for LNG carrier", J. Ocean Eng. Technol., 32(5),

372-379, (2018)

[4] Shukri, T., "LNG technology selection", Hydrocarbon Engineering, 9(2), (2004)

[5] Foerg, W., Bach, W. and Stockmann, R., "A New LNG Baseload Process and the Manufacturing of the Main Heat Exchangers", Linde AG - Stat oil, (2003)

[6] Vatani, A., Mehrpooya, M. and Palizdar, A., "Advanced exergetic analysis of five natural gas liquefaction processes", Energy Conversion and Management, 78, 720-737, (2014)

[7] G. C. Lee, R. Smith, and X. X. Zhu, "Optimal synthesis of mixed-refrigerant systems for low-temperature processes", Ind. Eng. Chem. Res., 41(20), 5016-5028, (2002)

[8] A. Alabdulkarem, A. Mortazavi, Y. Hwang, R. Radermacher, and P. Rogers, "Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant", Applied Thermal Engineering, 31(6-7), 1091-1098, (2011)

[9] P. Moein, M. Sarmad, H. Ebrahimi, M. Zare, S. Pakseresht, and S. Z. Vakili, "APCI-LNG single mixed refrigerant process for natural gas liquefaction cycle: analysis and optimization", Journal of Natural Gas Science and Engineering, 26, 470-479, (2015)

[10] W. Ali, M.A. Qyyum, K. Qadeer, and M. Lee, "Energy optimization for single mixed refrigerant natural gas liquefaction process using the metaheuristic vortex search algorithm", Applied Thermal Engineering, 129, 782-791, (2018)

[11] X. Xu, J. Liu, and L. Cao, "Optimization and analysis of mixed refrigerant composition for the PRICO natural gas liquefaction process", Cryogenic, 59, 60-69, (2014)

[12] WorleyParsons, CCS learning from the LNG sector - A report for the GCCSI, (2013)

[13] W. You, M. Chae, J. Park, and Y. Lim, "Potential Explosion Risk Comparison between SMR and DMR Liquefaction Processes at Conceptual Design Stage of FLNG". J. of Ocean Eng. and Technol., 32(2), 95-105, (2018)

[14] Pwaga, S.S., "Sensitivity Analysis of Proposed LNG liquefaction Processes for LNG FPSO", NTNU, Natural Gas Technology, (2011)

[15] Lee, I., and Moon, I., "Strategies for process and size selection of natural gas liquefaction

- processes: specific profit portfolio approach by economic based optimization”, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 57(17), 5845-5857, (2017)
- [16] Primabudi, E., Morosuk, T., Tsatsaronis, G., “Multi-objective optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant (C3MR) LNG process”, *Energy*, 185, 492-504, (2019)
- [17] Song, R., Cui, M., and Liu, J., “Single and multiple objective optimization of a natural gas liquefaction process” *Energy*, 124, 19-28, (2017)
- [18] Gen, M. and Cheng, R., *Genetic algorithms and engineering optimization*, pp 136, (2000)
- [19] Na, J., Lim, Y. and Han, C., “A modified DIRECT algorithm for hidden constraints in an LNG process optimization”, *Energy*, 126, 488-500, (2017)
- [20] Jones, D.R., “DIRECT global optimization algorithm”, *Encyclopedia of optimization*, 431-440, (2001)
- [21] Zielinski, K., Peters, D., and Laur, R., “Stopping criteria for single-objective optimization”, in *Proceedings of the Third International Conference on Computational Intelligence, Robotics and Autonomous Systems*, (2005)
- [22] Xu, X., Liu, J., and Cao, L., “Optimization and analysis of mixed refrigerant composition for the PRICO natural gas liquefaction process”, *Cryogenics*, 59, 60-69, (2014)
- [23] Remelje, C.W. and Hoadley, A.F.A., “An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes”, *Energy*, 31(12), 2005-2019, (2006)
- [24] G. Venkatarathnam and K.D. Timmerhaus, “Natural gas liquefaction processes”, in *Cryogenic Mixed Refrigerant Processes*, 3rd ed., New York, NY: Springer Science+Business Media, LLC, 89-128, (2008)
- [25] Roberts, M.J., Agrawal, R. and Daugherty, T.L., “Single mixed refrigerant gas liquefaction process”, U.S. patent No. 6,347,531, (2002)