

Simulation and Sensitivity Analysis of the Air Separation Unit for SNG Production Relative to Air Boosting Ratios

SNG 생산용 공기분리공정의 공기 재 압축비에 따른 민감도 분석

Mi-yeong Kim^{1†}, Yong-Jin Joo¹, Dong Kyun Seo¹, Jugon Shin¹
김미영^{1†}, 주용진¹, 서동균¹, 신주곤¹

Abstract

Cryogenic air separation unit produces various gases such as N₂, O₂, and Ar by liquefying air. The process also varies with diverse production conditions. The one for SNG production among them has lower efficiency compared to other air separation unit because it requires ultrapure O₂ with purity not lower than 99.5%. Among factors that reduce the efficiency of air separation unit, power consumption due to compress air and heat duty of double column were representatives. In this study, simulation of the air separation unit for SNG production was carry out by using ASEPN PLUS. In the results of the simulation, 18.21 kg/s of at least 99.5% pure O₂ was produced and 33.26 MW of power was consumed. To improve the energy efficiency of air separation unit for SNG production, the sensitivity analysis for power consumption, purities and flow rate of N₂, O₂ production in the air separation unit was performed by change of air boosting ratios. The simulated model has three types of air with different pressure levels and two air boosting ratio. The air boosting ratio means flow rate ratio of air by recompressing in the process. As increasing the first air boosting ratio, N₂ flow rate which has purity of 99.9 mol% over increase and O₂ flow rate and purity decrease. As increasing the second air boosting ratio, N₂ flow rate which has purity of 99.9 mol% over decreases and O₂ flow rate increases but the purity of O₂ decreases. In addition, power consumption of compressing to increase in the two cases but results of heat duty in double column were different. The heat duty in double column decreases as increasing the first air boosting ratio but increases as increasing the second air boosting ratio. According to the results of the sensitivity analysis, the optimum air boosting ratios were 0.48 and 0.50 respectively and after adjusting the air boosting ratios, power consumption decreased by approximately 7% from 0.51 kWh/O₂kg to 0.47 kWh/O₂kg.

심랭식 공기분리공정은 공기를 액화시켜 질소와 산소, 아르곤 등 다양한 산업가스를 생산하며, 가스생산조건(순도, 종류)에 따라 공정 또한 달라진다. 그 중 SNG 플랜트 공급용 공기분리공정은 99.5% 이상의 초고순도 산소 생산을 요구하기 때문에 공정의 효율이 타 공기분리공정에 비해 떨어지며, 공정효율을 낮추는 요인에는 공기압축에 의한 소모동력이 대표적이다. 본 연구에서는 SNG 플랜트에 적용하는 공기분리공정의 에너지 효율 향상을 위하여 소모동력과 관련된 공기 압축 설비의 민감도 분석을 수행하였다. 민감도 분석을 위해 ASPEN PLUS를 이용해 공기분리공정을 모사하였다. 모사 결과, 99.5% 이상의 산소 18.21 kg/s를 생산하였으며, 33.26 MW의 동력이 소모되었다. 모사된 공정 중 공기압축설비는 주 압축기 1대와 2대의 재 압축기가 있으며, 2대의 재압축기에서의 공기압축비 변화에 따른 고압질소, 저압산소, 저압질소의 유량과 순도에 대한 영향과 공정 내 소모동력 변화에 대해 분석하였다. 분석 결과, 99.5% 산소, 99% 질소(고압), 90% 질소(저압)를 생산하기 위한 최적의 운전조건은 재압축비가 각각 0.48, 0.50가 되었으며, 재압축비 조정 후 0.507 kWh/O₂kg에서 0.473 kWh/O₂kg으로 소모동력도 약 7%가량 줄었음을 확인하였다.

Keywords: SNG, Cryogenic ASU, Air Booster, Aspen Plus, Parametric Study

Manuscript received on June 28, 2019, Accepted on July 22, 2019

¹ KEPCO Research Institute, Korea Electric Power Corporation, 105 Munji-ro Yuseong-gu, Daejeon 34056, Republic of Korea
† miyeong_kim@kepc.co.kr

I. 서론

국내 천연가스의 수요는 점차 꾸준히 증가하여 최근 1차 에너지원 별 소비 구성비에 따르면 약 16.4%를 차지하고 있고, 2013년 국내로 수입되는 천연가스는 연간 3,500만 톤에 달한다 [1][2]. 그에 반해 천연가스의 매장량은 40~60년에 한정되어 있으나, 석탄화력의 미세먼지 문제가 대두되면서 천연가스의 발전량이 증가하고 있다. 이러한 경향은 비단 국내뿐만 아니라 세계적으로 비슷한 경향을 가지고 있어 천연가스를 대체할 수 있는 연료에 대한 관심과 사업이 활발히 진행되고 있다. 특히 매장량이 150년 이상 남은 석탄을 이용하여 대체천연가스(SNG)를 생산하는 산업도 주목받고 있다. 석탄-SNG는 저급탄으로 더 가치있는 메탄을 생산하는 공정으로 CO₂ 포집 기술을 더하여 복합발전 공정의 더 높은 효율을 제공할 수 있다 [3]. 석탄-SNG 산업은 1970년대 에너지 위기에 따라 미국에서 시작되었으며, 미국 North Dakota에 위치한 Great Plains가 대표적인 상용플랜트로서 연간 153만 톤의 SNG를 생산한다. 유럽에서는 2012년 500 kW_{th} ~ 10 MW_{th} (가스화) 규모의 “CO₂ free SNG” 프로젝트가 시작되어, 500 kW_{th} 가스화 테스트가 수행되고 있으며, 5 MW_{th} 파일럿 플랜트의 타당성 조사를 계획하고 있다 [4][5]. 국내는 포스코가 2015년 연간 50만 톤 규모의 광양 SNG 플랜트를 건설하였다. 석탄-SNG 산업의 장점은 석탄의 풍부한 매장량에 의한 저렴한 가격과 공급 안정성, 석탄 이용 시 발생할 수 있는 CO₂ 배출 문제를 해결할 수 있어 CCS (carbon capture and storage)를 통한 RPS (신재생에너지 의무 공급화, Renewable Portfolio Standard)의 충족이 있다. 또한 천연가스의 공급 라인에 연결하게 되므로 기존 공급 인프라를 이용할 수도 있다 [6].

SNG 플랜트는 Fig. 1과 같은 여러 단계의 전환과정을 거치는 화학 공정이다. 석탄을 산소와 함께 공급하여 가스화하고, 이를 통해 생산된 합성가스를 생산한다. 합성가스는 CO, H₂를 주성분으로 구성되며, 석탄 회, H₂S, HCl, NH₃ 등과 같은 불순물도 일부 포함되어 있다. 집진과정에서 1차적으로 석탄 회, HCl, NH₃를 제거하고, 수성가스전환과정에서 CO, H₂의 비율을 조정한다. 수성가스전환과정은 SNG합성을 위한 전 처리로써 Eq. (1)의 메탄화 반응이 일어날 수 있도록 CO: H₂를 1:3 비로 조정해준다.



수성가스전환과정 후 합성가스는 탈황을 위해 정제과정을 거치는데 여기서 CO₂ 포집도 이루어진다. 정제된 합성가스는 SNG 합성과정을 통해 최종적으로 SNG를 생산한다 [3].

SNG 플랜트에는 석탄을 가스화 시키는데 있어 중요한 산화제인 산소를 공급하기 위해 공기분리공정이 포함되어 있다. 공기분리공정은 예전부터 꾸준히 이용되고 있는 상용 공정으로, 공기로부터 질소, 산소 아르곤 등 다양한 산업가

스를 얻을 수 있다. 다양한 산업가스를 생산할 수 있기 때문에 얻고자 하는 대상의 품질 및 종류에 따라 공정 역시 다양해진다. 석탄 가스화 분야에서는 CCS를 위해 공기가 아닌 고순도의 산소를 이용하고 있으며, SNG의 경우, 생산 품질과 관련해 질소 함량을 줄이기 위해 99.5 mol% 이상의 초고순도 산소를 이용한다.

또한 석탄가스화 분야에서 공기분리공정의 산소는 후단의 합성가스 생산에 직접적으로 영향을 주고, 질소는 타 설비에 공급하여 사용할 수 있기 때문에, 공기분리공정의 효율성 향상이나 타 설비와의 연계에 관한 연구가 이루어지고 있다 [7]-[9].

이와 관련하여 본 연구는 상기 연구에서는 이루어지지 않았던 SNG 플랜트에서 에너지소모량이 가장 많은 공기분리공정을 대상으로 동력소모량에 따른 최종생산가스의 영향을 분석하였으며, 이를 통해 동력소모량을 줄이면서 순도를 유지하기 위한 최적의 운전조건을 찾아내고자 하였다. 본 연구를 위해 ASPEN PLUS를 이용하여 정상상태 공기분리공정을 모사하고, 주열교환기로 들어가는 3단계 압축공기 공급비에 따른 최종생산물 변화와 소모동력 변화에 대해 분석과 최적의 압축공기 공급비 조건을 도출하여 공정의 에너지 효율을 향상시키고자 하였다.

II. 이론

A. 공기분리공정 개요(Process Description)

심랭법 공기분리공정은 공기를 압축, 전처리, 액화, 분리의 과정을 거쳐 산소, 질소, 아르곤, 그 외 성분(크립톤, 제논, 헬륨, 네온) 등을 생산하는 공정이다. SNG 플랜트는 메탄을 생산하기 위해 99.5% 이상의 초고순도 산소를 요구하며, 이 조건에 맞는 공기분리공정의 설계조건 및 세부 공정이 결정된다. 심랭법을 이용하여 공기를 분리하는 방법과 같다. 대기 공기를 일정압력까지 압축시키고, 고분자 흡착장치와 냉각장치 등을 이용해 공기 내 불순물을 제거하는 전처리 단계를 거친다. 전처리에서 제거되는 성분은 대표적으로 먼지, 이산화탄소, 수분이다. 이산화탄소와 수분은 후단의 액화 단계에서 장치에 영향을 줄 수 있는 요인이 되기 때문이다. 특히 잔류 수분의 경우, 공기 액화 시 장치 내 외부에 서리를 생성하여 장치 고장의 원인이 될 수 있다 [10]. 전처리를 거친 공기는 산소와 질소를 분리할 수 있도록 극저온까지 냉각하여 액화시킨다. 액화공기는 2단 증류탑을 통해 산소와 질소로 분리하게 되는데, 2단 증류탑은 압력에 따라 저압 증류탑과 고압 증류탑으로 구분한다. 일부 액화공기는 고압 증류탑을 거쳐 저압 증류탑으로 공급하고, 일부는 저압 증류탑으로 직접 공급하여 고순도의 산소와 질소를 생산하게 된다. 저압 증류탑의 재비기와 고압 증류탑의

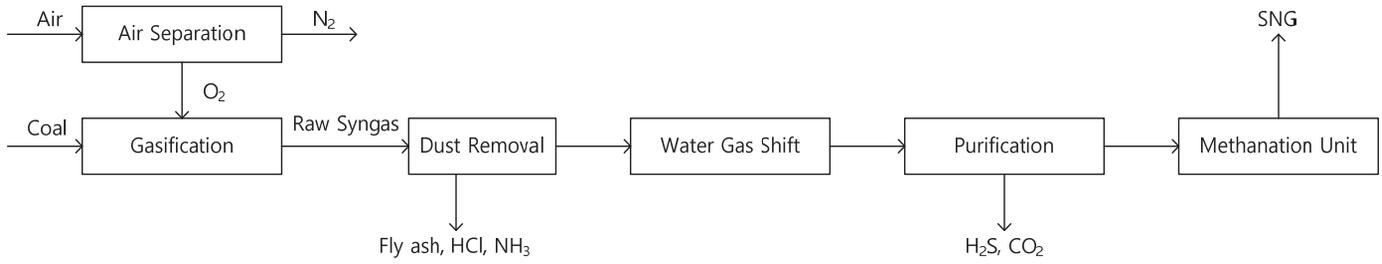


Fig 1. Coal to SNG process.

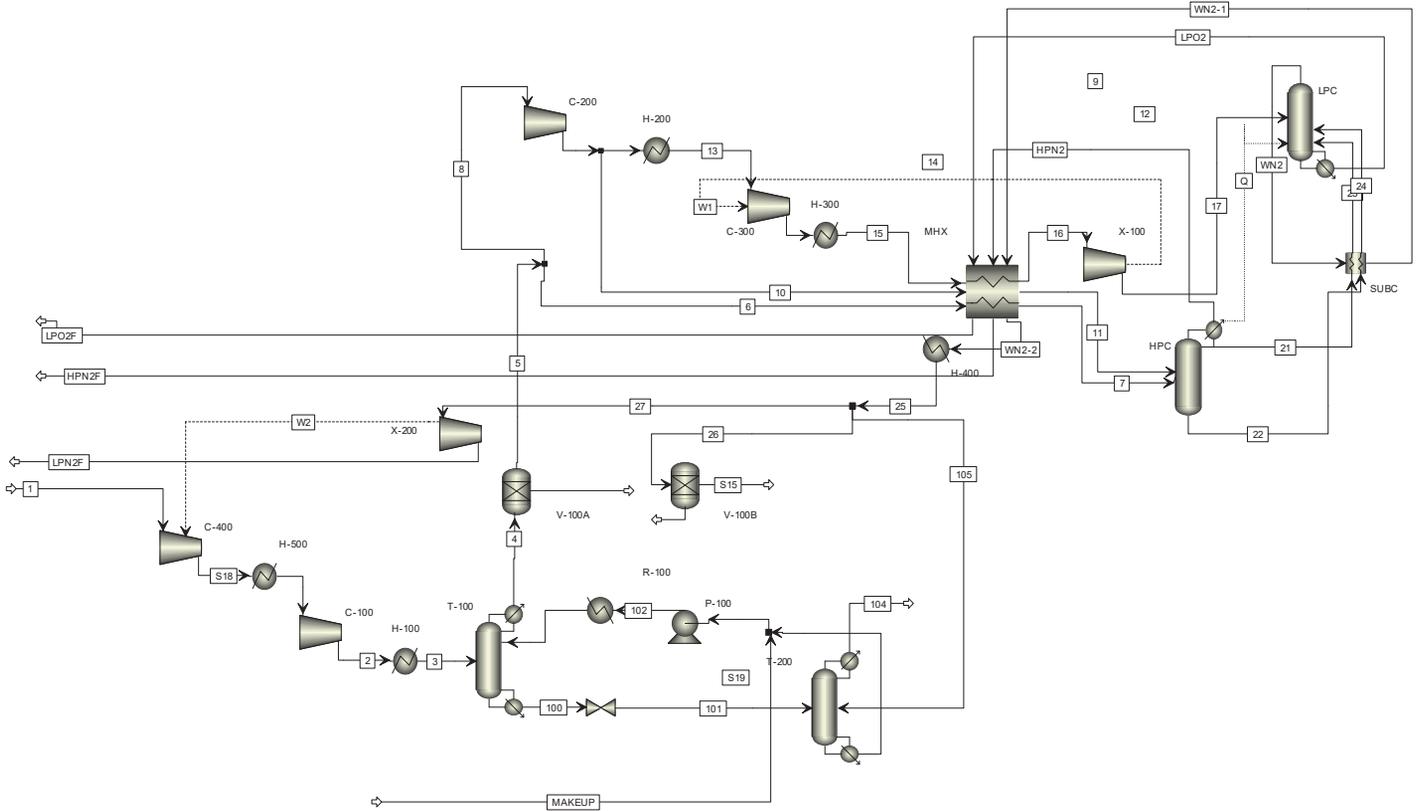


Fig 2. Process flow sheet of ASU.

응축기는 연계되어 있는 구조이다. 재비기와 응축기의 온도차는 1.5K 정도로 유지되며, 이 온도차는 고압 증류탑의 운전온도에 따라 맞춰진다. 고압 증류탑의 탑상 제품은 질소를 많이 포함하여 탑 내 환류되고, 저압 증류탑에 공급된다. 고압 증류탑의 탑저 제품은 약 35~40 mol%의 산소를 포함하고 있으며, 저압 증류탑에 공급된다 [8]. 또한 저압 증류탑에서는 고압 증류탑에서 공급된 제품과 일부 액화 공기를 이용하여 원하는 순도의 산소와 질소를 생산한다. 공기를 액화시키는 과정과 분리하는 과정은 극저온에서 운전되기 때문에 장치의 단열이 중요하며, 이 두 과정에 이용되는 장치들을 콜드박스라 한다. 콜드박스를 통과한 저온의 산소와 질소는 공기 액화 시 응축된 열을 이용하여 상온의 산소와

질소 기체로 생산한다. 산소와 질소의 순도는 공기분리공정 내 혹은 이산화 탄소 압축과 정제 공정의 전력 소모를 줄이는 중요한 요소가 될 수 있다.

B. ASU 공정 모사(ASU Process Simulation)

본 논문의 공기분리공정은 ASPEN PLUS 8.0을 이용하여 모사하였으며, 전 공정의 계산은 가스의 상태방정식인 Peng Robinson식을 적용하였으며, Eq. (2)와 같이 표현된다.

$$\left[P + \frac{aT}{V_M(V_M + b) + b(V_M - b)} \right] (V_M - b) = RT \quad (2)$$

Eq. (2)는 이상기체 상태방정식에서 기체분자간의 인력

Table 1
 Unit Operation of ASU Process

Components	ASPEN PLUS Units	
Main Air Compressor (MAC)	MAC	C-100
	MAC cooler	H-100
	Chiller	T-100
Pre-purification	Cooling Tower	T-200
	Molecular Sieve	V-100 / 200
	1st Air booster	C-200
Liquefaction	2nd Air booster	C-300
	Air booster	H-200(1st)
	Cooler	H-300(2nd)
	Expander Turbine	X-100
	Multi-Heat Exchanger	MHX
Distillation	Low Pressure Column	LPC
	High Pressure Column	HPC
	Sub cooler	SUBC

 Table 2
 Results for the Simulation

Parameter	Feed				Product	
	Air	HPN2	LPO2	LPN2	LPN2	LPN2
Temperature (°C)	20	20	20	50		
Pressure (bar)	1	6.213	1.373	1.303		
Mole fraction						
N2	0.780	0.990	Trace	0.902		
O2	0.210	0.007	0.997	0.086		
Ar	0.010	0.002	0.003	0.012		
Mass flow (kg/s)						
N2	87.531	7.991	Trace	46.184		
O2	26.919	0.067	18.143	5.056		
Ar	1.600	0.028	0.073	0.870		
Total flow	116.050	8.086	18.212	52.110		

과 분자자체 부피를 반영한 형태로서, V_M 은 몰부피를 의미하고, 다른 상수에 대한 표현은 하기와 같다.

$$a = a_c \alpha \quad (3)$$

$$a_c = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (4)$$

$$\alpha = [1 + k(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (5)$$

$$k = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad (6)$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c^2}{P_c} \quad (7)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (8)$$

여기서, P_c 와 T_c 는 임계압력과 임계온도, T_r 은 환원온도, ω 는 이십인자를 의미한다 [11].

Fig. 2는 모사된 공기분리공정 모델의 공정흐름도를 나타낸다. 대상공기는 20°C, 1 bar의 조건 하에 78 mol% 질소, 21 mol% 산소, 1 mol% 아르곤으로 구성되어 있다고 가정하였다. 100 kg/s의 대기 공기는 공기압축기(C-100)를 통해 13

bar까지 압축하고, 40°C까지 냉각시킨다. 압축된 공기는 냉각탑(T-100)과 고분자체(V-100)를 통과하여 이산화탄소와 수분을 제거한다. 두 장치는 냉각수 순환과 질소 순환을 통해 지속적으로 운전되며, 고분자체의 촉매활성은 생략하였다. 전처리 장치를 통과한 50% 공기는 열교환(MHX)하여 고압 증류탑(HPC)에 공급되고, 나머지는 15 bar까지 재압축한다. 재압축 공기 중 51%는 열교환(MHX)하여 고압 증류탑에 공급하며, 고압 증류탑에 공급되는 공기는 약 -160°C까지 냉각된다. 재 압축된 공기 중 나머지 40%는 다시 한번 압축하여 열교환하고, 팽창터빈(X-100)을 통과해 저압 증류탑(LPC)에 공급한다. 팽창터빈은 Jule-Thomson 효과로 공기의 온도를 -180°C 이하로 떨어뜨린다. 뿐만 아니라 팽창터빈에서 축열된 힘은 공기를 재 압축하는데 쓰인다.

고압 증류탑은 6.21 bar로 운전한다. 고압 증류탑의 탑상 제품은 기상으로 99 mol% 이상의 질소를 생산하고, 환류되어 저압 증류탑에 공급한다. 고압 증류탑의 탑저 제품은 35 mol% 산소, 64 mol% 질소로 구성되고, 저압 증류탑으로 공급한다. 고압 증류탑과 저압 증류탑 사이에는 각각 재비기와 응축기 역할을 하는 열교환기(SUBC)가 설치되어 있으며, 저압 증류탑은 에너지 사용을 최소화하기 위해 상압에 가까운 1.3 bar로 운전한다.

저압 증류탑은 고순도 산소를 포함하는 탑저제품과 나머지 버려지는 질소를 탑상으로 분리하며, 산소는 SNG 플랜트에서 요구하는 99.5 mol% 이상이 되도록 설계하였다. 2단계 증류탑에서 분리된 산소, 질소는 공기 액화 시 응축된 열을 이용하여 열교환하여 20°C로 배출한다. 공기분리공정에 이용된 세부 장치는 Table. 1과 같다.

III. 결과 및 토의

공기분리공정의 모사결과는 다음과 같다. 최종 생산물인 질소와 산소는 고압과 저압으로 구분하여 고압질소는 6.2 bar, 저압 질소와 산소는 1.3 bar, 1.4 bar로 생산된다. 저압산소는 99.5 mol% 이상의 순도에 18.21 kg/s가 생산되며, 고압질소는 순도 99 mol% 이상, 8.09 kg/s가 생산되었다. 또한 저압질소는 90 mol% 이상, 89.75 kg/s가 생산되는데, 이 중 16%는 냉각탑으로, 25%는 고분자체 재생에 쓰이는 것으로 가정하였다. 인입 공기 조건과 생산되는 질소, 산소의 결과는 Table. 2에 정리하였다.

본 연구에서는 모사한 결과를 바탕으로 SNG 생산용 공기분리공정의 소모동력을 계산하였다. 계산 결과, MAC는 31,710 kW, 1st air booster (C-200) 는 1,547 kW를 소모한다.

또한 팽창터빈에서는 968 kW를 생산하여 2nd air booster (C-300)에 공급한다. 또한 고압증류탑의 응축기는 10,917 kW의 열량을 저압증류탑의 재비기에 공급한다. 산소

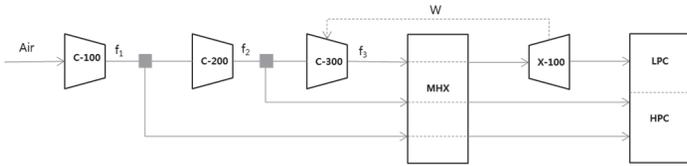


Fig 3. Explain for air boosting ratios.

생산의 소모동력은 0.51 kWh/O₂kg이다.

이러한 결과를 바탕으로 하여 공기분리공정에 영향을 줄 수 있는 요인에 대해 민감도 분석을 수행하였다. 민감도 분석은 최종생산물인 질소와 산소의 순도와 유량에 영향을 줄 수 있는 요인과 공기분리공정 내 소모동력에 영향을 줄 수 있는 요인에 착안하여 공기 재 압축비를 선택하였다. 공기의 재 압축비란 아래 Eq. (9) 및 Eq. (10)과 같이 정의하였다. 모사된 공정모델의 재압축기는 Fig. 3과 같이 2대가 존재하여, 서로 압력이 다른 3종의 공기가 생성된다.

$$A = \frac{f_2}{f_1} \tag{9}$$

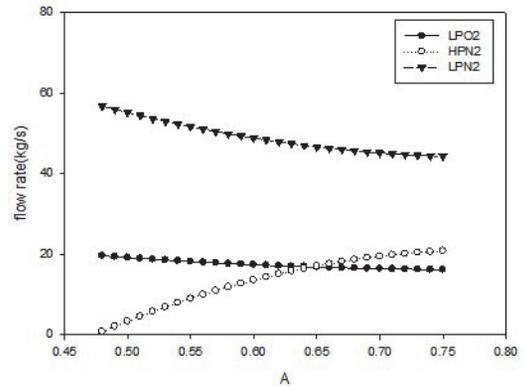
$$B = \frac{f_3}{f_2} \tag{10}$$

여기서, A는 첫번째 재압축비로써 유입되는 공기유량 중 재 압축되는 공기유량 비율을, B는 두번째 재압축비로써 유입되는 공기유량 중 재압축되는 공기 유량의 비율을 의미한다.

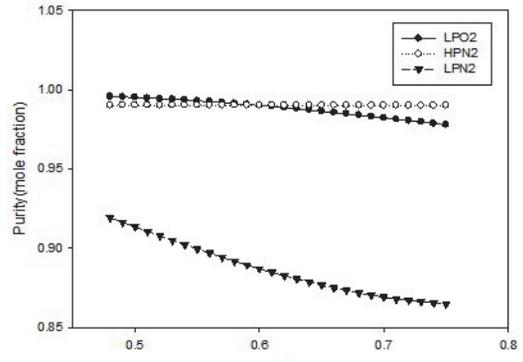
민감도 분석은 A가 0.48~0.75, B가 0.2~0.55로 변하는 경우에 대해 수행하여 공정의 주요변수인 고압질소, 저압산소와 저압질소의 유량, 순도, 1st air booster의 소모동력, 2nd air booster의 소모동력, LPC 재비기의 heat duty의 변화추이를 분석하였다. 공정모델의 초기값은 0.49(A), 0.4(B)이다.

첫번째로 A값이 변할 때 결과는 Fig. 4와 같다.

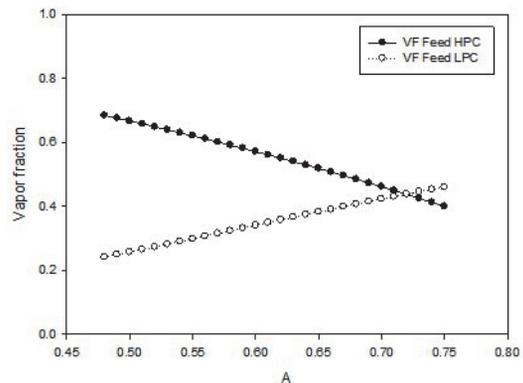
Fig. 4(a)에서 보듯이 A가 증가할수록 저압질소와 저압산소의 유량은 감소하고, 고압질소의 유량은 증가한다. 특히 질소의 유량변화 폭이 커지므로 질소 생산량에 크게 영향을 준다는 것을 알 수 있다. A가 변한다는 것은 첫번째 재 압축 공기 유량이 달라진다는 의미로 증류탑에 공급되는 기액조성이 달라지게 만든다. Fig. 4(c)와 같이 A가 증가하면 HPC로 공급되는 기상 분율은 감소하고, LPC로 공급되는 기상 분율은 증가한다. HPC의 기상분율 감소는 HPC에서 생산되는 고압질소 유량을 증가시키고, HPC에서 생산되는 액상 유량을 감소시킨다. HPC의 액상유량이 감소함에 따라 LPC의 공급 흐름 기상 분율은 증가하고, 액상으로 최종 생산되는 저압 질소와 질소의 유량이 감소한다. 반면 Fig. 4(b)와 같이 A가 증가 함에도 고압질소의 순도에는 크게 영향을 주지 않았으나, 저압 산소와 질소의 순도는 감소하는 경향을 보였다.



(a)



(b)



(c)

Fig 4. Results for Changing 1st air boosting ratio (A). (a) flow rates of N₂, O₂. (b) Purities of N₂, O₂. (c) Vapor fraction of feed to HPC/LPC.

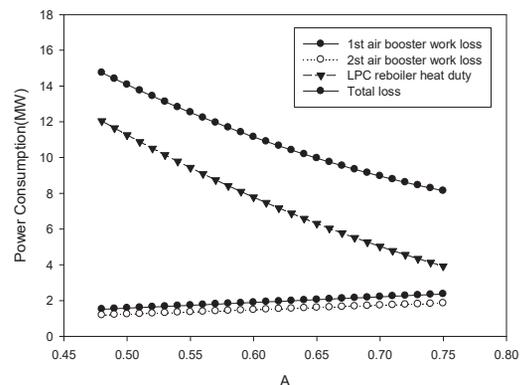


Fig 5. Results of power consumption changing 1st air boosting ratio (A).

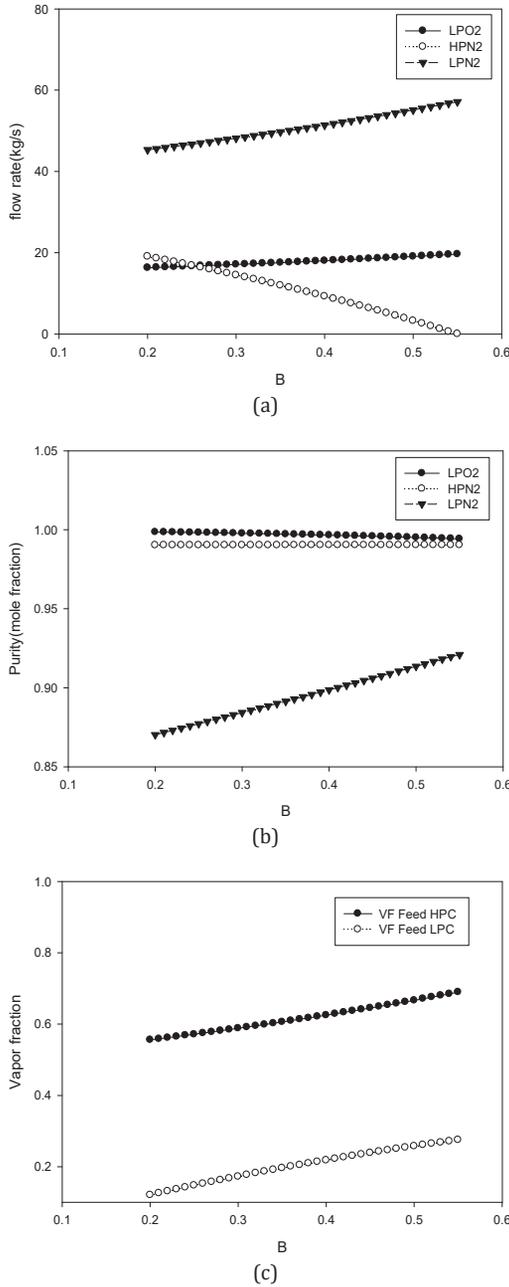


Fig 6. Results for Changing 2nd air boosting ratio (B). (a) flow rates of N₂, O₂. (b) Purities of N₂, O₂. (c) Vapor fraction of feed to HPC/LPC.

SNG 생산플랜트에서 요구하는 산소의 순도 99.5 mol% 이상이므로 A의 운전 조건은 0.51이하가 되어야 한다.

A값 증가에 따른 공정 내 소모동력 변화는 Fig. 5와 같다. 공정 내 소모동력은 주 공기압축기(MHX)의 조건은 변하지 않았으므로, 1st air booster의 소모동력, 2nd air booster의 소모동력, LPC 재비기의 heat duty 변화를 분석하였다. A가 증가할수록 1st air booster와 2nd air booster의 소모동력은 증가하나, HPC 응축기의 heat duty는 감소한다. 2nd air booster의 소모동력은 팽창터빈에서 공급되고, LPC 재비기의

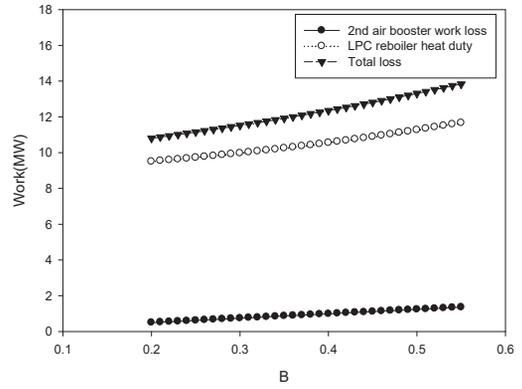


Fig 7. Results of power consumption changing 2nd air boosting ratio (B).

열은 HPC 응축기에서 공급되기 때문에 공정 내 소모동력은 증가한다고 볼 수 있다. 그러나 장치의 일과 heat duty 변화량 때문에 장치 규모는 더 작아지게 되고, 공정 이득에 유리하다.

두 번째로 B값 변화에 따른 결과이다. Fig. 6(a)에서 보는 바와 같이 B가 증가할수록 저압 질소와 산소의 유량은 증가하고, 고압 질소의 유량은 감소한다. B가 증가한다는 것은 HPC의 공급유량은 감소하고, LPC 공급유량이 증가함을 의미한다. 증류탑의 공급유량이 변함에 따라 Fig. 6(c)처럼 HPC의 기상 분율이 증가하고 고압질소의 유량은 감소하고, 생산되는 액상유량은 증가한다. 이에 따라 LPC에 공급되는 액상유량과 기상 유량이 모두 증가하면서 최종적으로는 기상 분율이 증가하는 경향을 보였다. LPC의 공급 되는 흐름의 기상분율이 증가하였음에도 Fig. 6의 결과처럼 저압 산소와 질소 유량이 증가하고 있다. 또한 산소 순도는 감소하고, 질소 순도는 증가하는 방향으로 나타났다. 이 현상의 원인은 LPC에 공급되는 액상 유량의 변화로 해석할 수 있는데, LPC로 공급되는 액상 유량 흐름은 2가지가 있다. Fig. 2의 공정도에서 23번과 24번 흐름을 나타낸다. 23번은 질소가 97 mol%를 차지하며, 탑상에서 환류되어 생산되며, 24번은 산소 35 mol%, 질소 64mol%로 구성 되어 탑저에서 생산된다. 23번 유량이 24번 유량보다 상대적으로 적다. B가 증가하면서 변한 HPC 공급 흐름의 기상분율에 의해 23번 유량은 증가하나, 24번 흐름의 유량은 감소한다. LPC 탑 내 공급단이 낮은 24번 유량 감소로 탑저에서 생산되는 산소 유량은 증가하나 순도는 감소한다. 그러나 산소 순도는 변화구간 내 모두 99.5 mol% 이상을 유지하였다. 탑상으로 생산되는 저압질소는 LPC 공급 유량의 증가로 유량이 증가하고, 24번 유량 감소로 순도는 상승하는 경향을 보인다.

2단계 공기 유량 증가에 따른 공정 내 소모동력 변화 추이는 Fig. 7과 같다. 앞서 언급한 바와 같이 2nd air booster와 LPC의 재비기는 공정 내 공급원이 충족되어 총 소모 동력에는 변화를 주지 않으나, 2nd air booster의 소모

동력과 LPC 재비기의 heat duty가 증가하기 때문에 장치 규모가 커질수 있다. 따라서 B가 클수록 공기분리공정의 이득이 줄 수 있음을 시사한다.

IV. CONCLUSION

본 연구에서는 SNG 플랜트 내 공기분리공정을 모사하고, 공기분리공정의 소모동력 감소를 통한 효율 제고를 위해 재 압축공기 비율에 대한 민감도 분석을 수행하고 최적 압축비를 산출하였다. 민감도분석 결과, 1st air booster에 의한 공기 재압축량이 증가할수록 저압산소와 질소의 유량과 순도는 감소하고, 고압질소는 순도는 유지되나 유량이 증가함을 알 수 있었다. 2nd air booster에 의한 두번째 재압축의 경우, 인입공기 유량이 증가할수록 고압질소의 유량은 감소하고, 저압산소와 질소의 유량은 증가한다. 생산물의 순도에 있어서는 고압질소는 변하지 않았으나, 저압질소는 높아지며, 저압산소는 낮아짐을 알 수 있었다. 이를 토대로 첫번째 공기 재압축량이 증가하면 소모동력은 증가하게되지만 장치의 규모가 작아지고, 두번째 공기 재압축량이 증가하면, 소모동력은 감소하고, 장치의 규모는 커짐을 알 수 있다.

위와 같은 민감도 분석을 통해 최종 생산물의 순도를 각각 99 mol% 이상(고압질소), 99.5 mol% 이상(저압산소), 90 mol%이상(저압질소) 조건하의 최적 재압축비는 0.48(A), 0.5(B)가 되었으며, 그 결과 19.41 kgO₂를 생산하고 산소생산 소모동력은 0.473 kWh/O₂kg으로 약 7% 감소하였다.

본 연구 결과는 향후 공기분리공정뿐만 아니라 SNG 플

랜트 효율을 향상시키기 위한 운전조건 최적화에 이용될 수 있을 것이다.

REFERENCES

- [1] 에너지경제연구원, "에너지 통계연보", 지식경제부(2011).
- [2] M.J. Kim, G.B. Yi, Jay Liu, "Determination of Mixing Ratio of Mixed refrigerants and Performance Analysis of natural Gas Liquefaction Processes," Korean Chem. Eng. Res, 51(6), 677-684,2013.
- [3] S. Karellas, K.D. Panopoulos, G. Panousis, A. Rigas, J. Karl, E. Kakaras, "An evaluation of Substitute natural gas production from different coal gasification processes based on modeling," Energy 45, 183-194, 2012.
- [4] Maria Sudiro and Alberto Bertucco, "Synthetic Natural Gas (SNG) from coal and biomass: a survey of existing process technologies, open issues and perspectives," <cdn.intechopen.com/pdfs/11472>, 2010.
- [5] Caecilia R. Vitasari, Martin Jurascik, Krzysztof J. Ptasinski, "Exergy analysis of biomass-to-synthetic natural gas (SNG) process via indirect gasification of various biomass feed stock," Energy 36, 3825-3877,2011.
- [6] Jan Kopyscinski, Tilman J. Schildhauer, Serge M.A. Biollaz, "Production of synthetic natural gas (SNG) from coal and dry biomass – a technology review from 1950 to 2009," Fuel 89, 1763-1783, 2010.
- [7] L.V. van der Ham, "Improving the exergy efficiency of a cryogenic air separation unit as part of an integrated gasification combined cycle," Energy Conversion and Management 61, 31-42, 2012.
- [8] Chao Fu, Truls Gundersen, "Using exergy analysis to reduce power consumption in air separation units for oxy-combustion processes," Energy 44, 60-68,2012.
- [9] J.H. AHN, T.S.KIM, "Influence of Oxygen Supply Method on the Performance of IGCC Plants," Korean Hydrogen and New Energy Society, Vol. 23, No. 3, pp. 264~273, 2012.
- [10] Sher shah Amarkhail, "Air Separation," Doctor Thesis, Faculty of Chemical and Food technology, Slovak Univ. Page 14-29, 2009.
- [11] Juan Sebastian Lopez-Echeverry a, Simon Reif-Acherman a, Eduard Araujo-Lopez, "Peng-Robinson equation of state: 40 years through cubics," Fluid Phase Equilibria 447, 39-71, 2017.