

LNG-FPSO 전처리 공정 에너지 시스템 분석

조하빈*, 김진국*[†], 민광준**, 임동하**[†]
*한양대학교 화학공학과, **GS 건설

Energy System Analysis of LNG-FPSO Pre-Treatment Processes by Heat Integration Technique

Ha-bin Cho*, Jin-Kuk Kim*[†], Kwang-Jun Min**, Dong-Ha Lim**

*School of Chemical Engineering, Hanyang University, Seoul 133-791, Korea

**GS E&C, Seoul 100-802, Korea

(Received November 12, 2012; revision received December 10, 2012)

초록 : 천연가스를 사용하기 위한 전처리공정에서 제거되는 물질인 산성 가스는 주로 아민계열 흡수제를 이용한 흡수공정을 통해 제거된다. 흡수공정 중 흡수탑에서 일어나는 흡수제의 산성가스 흡수반응은 발열반응이기 때문에 상대적으로 낮은 온도가 요구되며 역 반응이 일어나는 재생탑은 흡열반응을 위한 높은 온도 환경이 요구된다. 이는 두 탑의 흐름들 간에 열교환의 가능성이 있음을 의미한다. 본 연구에서는 DEA 흡수제를 이용한 흡수공정을 다양한 조건에서 사례연구를 시행하여 에너지 시스템을 분석하였으며, 흡수탑과 재생탑의 측면유출이 흡수공정의 전체 효율을 향상시킬 수 있음을 확인하였다.

ABSTRACT : The pre-treatment of natural gas to remove H₂S and CO₂ before liquefaction in natural gas processing is required, and amine-based absorption processes are widely used in gas processing. The current study aims to model amine-based absorption process and to find cost-effective design through systematic analysis of energy systems, together with column design. Different design options for absorber and stripper are investigated in a holistic manner, and heat integration technique has been applied to investigate how design of columns is interacted with energy efficiency for the pre-treatment process considered. Case study has been presented to demonstrate the applicability of heat integration method for improving energy efficiency in practice.

Key words : LNG-FPSO (부유식 천연가스 액화 플랜트), natural gas pre-treatment process (천연가스 전처리 공정), process design (공정 설계), heat integration (열공정 통합)

- 기호설명 -

- Q_{cold} : 차가운 유틸리티 량(kW)
- Q_{hot} : 뜨거운 유틸리티 량(kW)
- $Q_{condenser}$: 재생탑 응축기 열량(kW)
- $Q_{reboiler}$: 재생탑 재배기 열량(kW)

1. 서론

LNG-FPSO에서 천연가스의 불순물을 분리하기 위한 전처리공정(pre-treatment)이 필요하고, 그 불순물들 중 이산화탄소와 황화수소는 아민계열 흡수제를 이용한 흡수공정(absorption process)을 통하여 제거한다. 흡수탑에서 일어나는 흡수제의 산성가스 흡수반응은 흡열 반응이기 때문에 상대적으로 낮은 온도가 요구되며 역반응이 일어나는 재생탑은 흡열반응을 위한 높은 온도 환

[†] Corresponding author
Tel. +82-2-2220-2331; Fax. +82-2-2297-3792
E-mail address: jinkukkim@hanyang.ac.kr

LNG-FPSO 전처리 공정 에너지 시스템 분석

경이 요구된다. 이는 두 탑의 흐름들 간에 열교환의 가능성이 있음을 의미하며, 높은 분리 효율을 위해 흡수탑과 재생탑이 단순형 컬럼이 아닌, 탑의 상하단 이외 중간부분에서의 유출되는 공정 흐름들을 가진 복합형 컬럼들을 고려하게 되면 공정 유체들 간의 열교환은 더욱 복잡해진다.

본 연구에서는 흡수공정의 열교환 공정을 체계적으로 분석하는 에너지 시스템 분석 방법론을 통해 효율적인 에너지 효율을 갖는 열교환망 설계를 연구하고, 흡수공정 설계 및 운전 조건의 변화에 따른 열교환 시스템의 영향 등을 분석한다. P. Patil(2004)^[1]과 같은 선행 연구자들의 흡수공정에 대한 모델^[2] 분석을 참고하여 공정모사를 실시하고, 이를 통해 열교환망의 설계와 적용에 대한 연구 결과를 사례 연구를 통해 소개한다.

2. DEA를 이용한 산성가스 흡수공정 모델 설계

Fig. 1은 산성가스 흡수공정에 대한 일반적인 개념도이다. 해저 혹은 지저에서 추출된 천연가스(gas feed)를 흡수탑 아래에 유입하고 흡수제(lean amine)를 흡수탑 상단에 유입한다. 흡수제에 의해 산성가스가 제거된 천연가스(sweet gas)는 흡수탑 상단에서 응축기를 거친 후 가스로 배출되며, 산성가스를 흡수한 흡수제(rich amine)는 열과 압력 변화를 거친 후 재생탑 상단으로 유입된다. 재생탑에서 증류를 통해 아민 흡수제는 다시 재

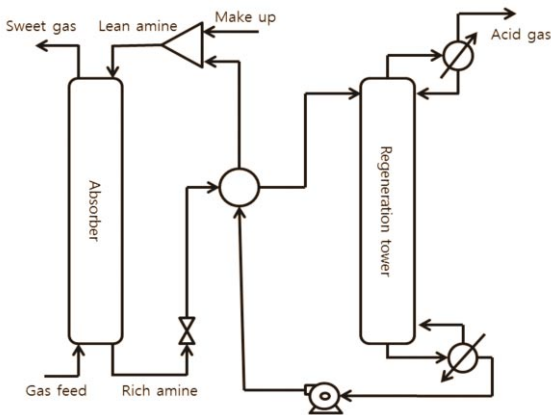


Fig. 1 Amine base process diagram

Table 1 Feed composition and condition

Gas feed composition	
CO ₂	0.025
Methane	0.81
Ethane	0.08
Propane	0.01
n-Butane	0.0047
n-Pentane	0.0003
H ₂ S	0.07
Gas feed conditions ^[1]	
Temperature	25°C
Molar flow	951.3 kmole/h
Absorbent conditions ^[1]	
Temperature	43.3°C
Molar flow	4,045 kmole/h
DEA concentration	26 wt%

생되어 흡수탑에서 재사용한다.

본 연구에서는 Tomcej(1983)^[2]와 Patil^[1]의 DEA 공정 자료를 기반으로 하여 Aspen HYSYS[®] 2006을 통해 공정모사를 진행하였다. 기본공정의 유입가스 상태는 Table 1에 표시하였으며, 두 탑의 운전조건은 Table 2에 표시해 두었다. 천연가스의 조성은 산성가스 농도만 표

Table 2 Column design^[1,2]

Absorption column	
Pressure	6,068 kPa
Number of trays	20
H ₂ S efficiency	50%
CO ₂ efficiency	35%
Desorption column	
Pressure	1 bar
Condenser temperature	20
Number of trays	20
Feed tray location	1
H ₂ S efficiency	25%
CO ₂ efficiency	15%

Table 3 Comparison with plant

	Plant ^[2]	Model
H ₂ S in outlet gas	3.71 ppm	3.46 ppm
Rich amine temperature	55.4°C	54.7°C
Reboiler duty	7,327 kW	8,000 kW

시되어 있어, 다른 공정에서 사용된 천연가스 조성^[3]을 참고하여 임의의 조성을 사용하였다. 처음 유입되는 천연가스의 온도가 23.9°C로 플랜트에는 설정되어 있는데 HYSYS[®] 모사에서는 25°C 이상을 권장하는 이유로 유입가스의 온도를 25°C로 사용하였다. 모사의 상태방정식은 HYSYS[®] 2006에서 제공하는 Amine 패키지를 사용하였다.

Table 3의 Tomcej이 제시한 플랜트에서는 배출가스의 황화수소 농도가 3.7 ppm이었지만 본 모사에서는 3.5 ppm 이하를 목표로 사용하였다. 그 결과 재배기에서 필요한 에너지가 9% 정도 증가하였다. 3.7 ppm을 기준으로 할 경우 모사에서 요구하는 재배기 에너지는 7,800 kW 수준으로 7,327 kW에 비해 여전히 모사에서 플랜트보다 다소 높은 에너지를 요구하는 것으로 나왔다.

3. 사례 분석(Table 4)

실제 공정모사에서는 개념도에 존재하는 열교환기 부

분을 냉각기와 가열기로 대체하여, 모사를 전부 진행한 후 각 유틸리티들의 프로필을 모아 총괄곡선을 통한 분석으로 열교환 가능성을 살펴보았다. 최대 에너지 회수를 실행한다고 가정하기 편리하게 하기 위한 것이다. 본 연구에서는 에너지 시스템에 대한 분석을 위주로 진행할 것이기 때문에 설치비용에 대해서는 고려하지 않았다. 기본공정의 에너지 총괄곡선은 Fig. 2(a)에 표시되어 있는데 이 자료를 따르면 기본공정에 필요한 Q_{cold} 는 2.2 MW 정도이며 Q_{hot} 은 11.6 MW 정도이다. $Q_{condenser}$ 와 $Q_{reboiler}$ 를 포함하고 Smith R.과 Varbanov P.의 가격 기준^[4]을 이용하면 운전비용이 연간 267만 달러 규모임을 알 수 있다. P. Patil이 제시한 양 탑에 측면흐름이 달려있는 개선된 구조를 기본공정에서 사용하였던 유입가스 상태 값과 컬럼 디자인 요소(압력, $Q_{reboiler}$ 혹은 reboil-up ratio, 컬럼 단수, 유입 위치 등)를 변화 없이 입력하여 모사하면 Fig. 2(b)를 얻을 수 있고 이 수치는 제시된 구조에서 운전비용이 오히려 소폭 증가하였음을 알려준다. 하지만 배출가스에서 산성가스의 농도는 다량 줄어 흡수제의 유량이나 $Q_{reboiler}$ 의 양을 줄일 수 있는 가능성을 보여 주고 있다.

그 가능성에 따라 진행한 case 2의 경우 DEA의 유량을 52% 감소하고 Q 를 25% 감소한 사례로 Fig. 2(c)에 에너지 총괄곡선이 나타나 있다. 이 값은 P. Patil이 제시한 최적화 상태에서 얻은 총괄곡선 및 유틸리티 요구량과 유사한 값으로 기본공정에 비해 운전비용이 26%정도 감소하였다.

Table 4 Case study

	DEA flowrate (kmole/h)	min Q_{hot} (kW)	min Q_{cold} (kW)	$Q_{condenser}$ (kW)	$Q_{reboiler}$ (kW)	Operating cost with column utility(\$)	Operating cost without column utility(\$)	H ₂ S conc. (ppm)
base case	4,045	11,640	2,226	17,360	7,988	\$2,670,136	\$1,172,233	3.49
case1	4,045	11,790	2,304	17,430	8,000	\$2,691,576	\$1,189,499	2.69
case2	1,950	8,644	1,422	13,000	5,965	\$1,980,503	\$860,352	3.23
case3	4,045	11,851	2,299	16,510	7,009	\$2,565,216	\$1,194,934	3.3
case4	3,100	11,236	2,033	17,100	8,001	\$2,614,163	\$1,126,447	1.82
case5	2,645	11,243	1,834	15,680	7,160	\$2,466,251	\$1,118,382	1.34
case6	1,950	8,641	1,430	15,020	8,001	\$2,257,079	\$860,468	2.05
case7	1,950	8,656	1,426	14,180	7,160	\$2,143,873	\$861,703	1.99
P. Patil	-	7,724	1,333	-	-	-	\$771,514	3.5

LNG-FPSO 전처리 공정 에너지 시스템 분석

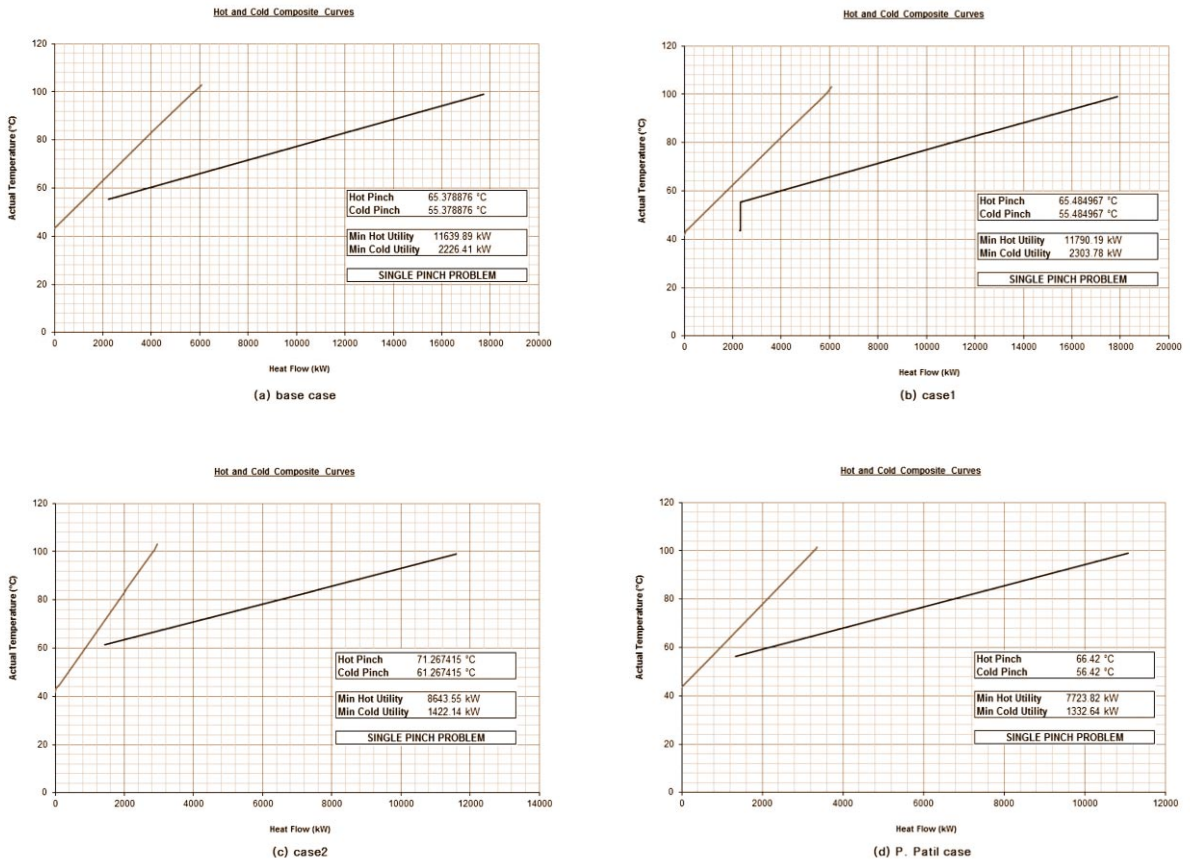


Fig. 2 Energy composite curves

4. 결론 및 향후 연구 계획

기본공정을 포함한 8가지 사례 연구와 Patil이 제시한 유틸리티 프로파일로부터 만들어진 에너지 총괄곡선들은 전부 비슷한 모양을 가지고 있음을 Fig. 2에서 확인할 수 있다. 특히 아민흡수제의 유량변화가 없을 시에는 에너지 총괄곡선이 거의 일치함을 case 1과 case 3에서 확인할 수 있었는데 이는 측면흐름의 존재가 전체 열교환 양에 대한 변화를 줄 수 없음을 의미한다. 다만 측면 흐름들이 양 탑의 효율을 향상시켜 흡수제의 양과 유틸리티 요구량을 줄이는 역할을 해주었다. 이는 전체 열교환 양의 변화는 주지 못했지만 열교환의 질이 올라가 산성 가스와 아민의 순반응, 역반응에 대한 효율을 올려준 것

으로 사료된다.

측면흐름이 존재할 경우 반응기의 수가 늘어나는데 이는 열교환 면적에 대한 또 다른 최적화가 필요함을 의미한다. 본 연구에서는 에너지 운전비용에 대한 감소효과만을 다루었는데 향후에는 열교환 면적에 따른 설치비용을 동시에 고려한 통합적인 비용분석이 필요하다.

본 연구에서는 아민흡수제로 DEA를 사용하였는데 MEA나 MDEA와 같은 다른 아민흡수제 시스템에서의 에너지 분석도 진행해야 한다. 흡수공정의 최적화는 단순 열교환의 측면보다는 전체 효율 증감에 더 관련이 있으므로 Amine 패키지가 아닌 electrolyte 방정식을 이용한 좀 더 세부적인 공정모사 또한 필요할 것으로 보인다.

후 기

본 연구는 국토해양부 LNG 플랜트 사업단의 연구비 지원에 의해 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

참고문헌

1. Patil P., 2004, "Design and Synthesis of Chemical Absorption Processes", PIRC annual Meeting, Manchester, UK.
2. Tomcej, R.A., F.D. Otto and F.W. Nolte, 1983, "Computer Simulation of Amine Treating Units", Presented at the 33rd Annual Gas Conditioning Conference, Norman, Oklahoma.
3. Dag-Erik H., 2009, "Modelling and optimization of the C3MR process for liquefaction of natural gas", TKP 4550 Process Systems Engineering.
4. Smith R., Varbanov P., 2005, "What's the Price of Steam?", Chemical Engineering Progress.