

# 터보 팽창기를 활용한 NGL 회수공정에서 최적의 탈메탄탑의 운전압력 결정을 통한 냉동 소요동력 최소화에 대한 연구

김유미<sup>1</sup>, 조정호<sup>1\*</sup>  
<sup>1</sup>공주대학교 화학공학부

## A Study on the Minimization of the Refrigeration Power Consumptions Through the Determination of Demethanizer Top Pressure in the NGL Recovery Process Using Turbo-expander

Yu Mi Kim<sup>1</sup> and Jungho Cho<sup>1\*</sup>

<sup>1</sup>Department of Chemical Engineering, Kongju National University

**요 약** 본 연구에서는 전처리 공정을 거친 천연가스로부터 에탄 이상의 성분을 회수하기 위한 탈메탄탑에 대한 전산모사와 공정 최적화를 수행하였다. 전처리된 천연가스는 탈메탄탑 상부의 차가운 기상류와의 열교환 및 프로판 냉동 사이클이 포함된 예냉공정을 거친 후에 기상과 액상이 분리된다. 기상은 터보 팽창기를 거치면서 생산되는 동력을 residue gas의 압력을 높이기 위한 압축기에 전달한 후에 부분적으로 응축되어 탈메탄탑 상부로 주입된다. 액상류는 줄-톰슨 팽창 밸브를 거친 후 더욱 냉각되어 탈메탄탑의 중간부로 주입된다. 원료 대비 에탄의 회수율은 80% 이상으로 정하였으며, 탈메탄탑의 탑저에서 에탄에 대한 메탄의 몰비는 0.0119로 정하였다. 한편 프로판 냉동 사이클의 heat duty를 최소화시키기 위해서 원료를 분리하여 side reboiler와 열교환시킴으로써 냉열의 일부를 회수할 수 있었다.

**Abstract** In this study, simulation and optimization works for a demethanizer column have been performed to obtain ethane and heavier products from a pretreated natural gas stream. Pretreated natural gas feed stream was partially condensed after being precooled by exchanging heat with demethanizer top vapor stream and by using an external refrigeration cycle with a propane refrigerant. Vapor stream was cooled further and partially condensed through a turbo-expander. The power generated from the expansion of turbo-expander was delivered to the compressor for the residue gas compression. Liquid stream was cooled by Joule-Thomson expansion valve and was fed to the middle section of the demethanizer. Recovery percent of ethane for feed natural was set to 80% and methane to ethane molar ratio was fixed as 0.0119. On the other hand, some of the cold heat could be recovered by splitting the feed stream and by exchanging heat with side reboiler in order to reduce the heat duty in the propane refrigeration cycle.

**Key Words** : NGL recovery process, Turbo-expander, Demethanizer, Natural gas, Joule-Thomson expansion

### 1. 서론

최근에 수분 또는 이산화탄소와 황화수소 등과 같은 산성가스가 제거된 천연가스로부터 에탄 이상의 성분을 얻어내기 위한 NGL(natural gas liquids) 회수공정에서 에탄의 회수율을 점점 높이고 있는 추세이다. 그 이유는 전

에는 석유화학의 기초물질인 에틸렌을 주로 납사를 크래킹해서 얻어냈으나 최근에는 천연가스로부터 얻어낸 에탄을 크래킹하여 얻어내고 있기 때문이다. 에탄의 회수율을 높이기 위해서는 통상적으로 예냉과정을 거친 터보 팽창기를 통한 NGL 회수공정이 많이 사용되고 있으며 이에 대한 공정 개요도는 그림 1에 나타내었다[1]. NGL

본 논문은 지식경제부 중대형사업의 “청정기술사업”과 한국가스공사의 연구과제로 수행되었음.

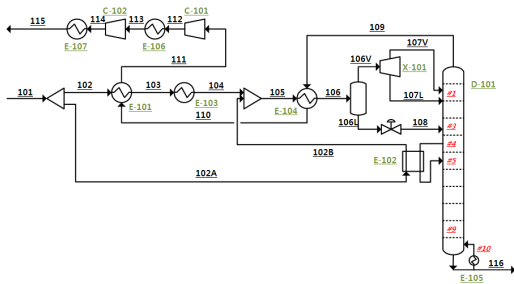
\*교신저자 : 조정호(jhcho@kongju.ac.kr)

접수일 11년 01월 14일

수정일 11년 02월 05일

게재확정일 11년 02월 10일

회수공정에서 탈메탄탑은 다음과 같이 일반적인 증류탑과는 구분되는 특징이 있다[2]. 첫째, 탈메탄탑은 상부 응축기가 없으며, 따라서 환류 스트림이 존재하지 않는다. 하지만 터보 팽창기 후단에서 부분 응축이 이루어지기 때문에 액상류가 환류 스트림의 역할을 수행하게 되어 에탄 회수율을 높이는 기능을 수행한다. 둘째, 탈메탄탑에는 side reboiler를 1기 이상 가동하고 있어서 원료 가스와의 열교환을 통해서 냉열을 회수한다.



[그림 1] NGL 회수공정에 대한 개요도

NGL 회수공정을 설계하는 데 있어서 가장 중요한 것은 탈메탄탑 상부의 운전압력을 정하는 것이다. 탈메탄탑 상부의 운전압력은 천연가스의 원료 조성, 원료의 압력 및 에탄 회수율 등에 따라서 달라진다. 탈메탄탑 상부의 운전압력을 높이면 통상적으로 residue gas의 delivery pressure를 원료 가스의 압력과 맞추기 위한 압축기의 소요 동력을 줄일 수 있는 장점이 있다. 하지만 탈메탄탑 상부 증기류의 온도가 높아지기 때문에 회수 가능한 냉열이 감소되어 프로판 냉동 사이클의 heat duty가 증가하게 되므로 이로 인하여 프로판 냉동 사이클에 이용되는 압축기의 소요 동력이 증가된다. 한편 탈메탄탑 상부의 운전압력을 낮추게 되면 residue gas의 delivery pressure를 맞추기 위한 압축기의 소요 동력이 증가한다는 단점이 있는 반면에 탈메탄탑 상부 증기류의 온도가 낮아지게 된다. 이로 인해 회수 가능한 열량이 증가하게 되므로 프로판 냉동 사이클의 heat duty가 감소하게 되어 냉동 사이클에 필요한 압축기 소요 동력이 감소하게 된다. 따라서 residue gas의 delivery pressure를 맞추기 위한 압축기의 소요 동력과 냉동 사이클에 필요한 압축기의 소요 동력의 합을 최소화시킬 수 있는 최적의 탈메탄탑 상부 운전압력이 존재할 것이므로 이 운전압력을 7bar에서 29bar까지 1bar씩 증가시켜 가면서 냉동기의 소요동력과 residue gas 압축기의 소요동력의 합이 최소가 되는 탈메탄탑의 운전압력을 결정하는 것이 본 연구의 일차적인 목적이다.

## 2. 전산모사

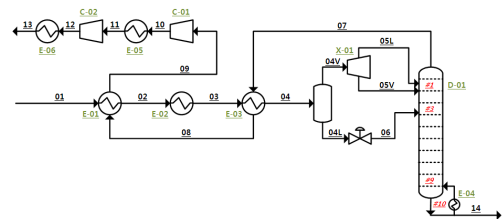
표 1에는 본 연구에서 적용한 천연가스의 온도, 압력, 유량 및 조성을 나타내었다. NGL 회수공정에 대한 전산모사를 위해서 Invensys사의 PRO/II with PROVISION release 9.0[3]을 사용하였으며, 열역학 모델식으로는 Soave-Redlich-Kwong 상태방정식[4]을 적용하였다. 탈메탄탑 하부에서 에탄의 회수율은 80%로 정하였으며, 하부에서 에탄에 대한 메탄의 몰비는 0.0119로 정하였다. 에탄 회수율을 높게 잡은 것은 추후에 NGL로부터 에탄을 분리하여 에탄 크래킹에 의해서 석유화학 기초물질인 에틸렌을 얻기 위해서이다. 또한 에탄에 대한 메탄의 몰비를 0.0119로 낮게 정한 것은 대부분의 메탄과 원료 대비 20%의 에탄은 탑상으로 회수하여 천연가스 액화공정으로 보내기 위함이다. 에탄의 회수율을 높일수록 탈메탄탑의 운전압력은 낮아지게 되며 프로판 냉동 사이클의 소요동력 또한 증가한다. 한편 residue gas의 delivery pressure는 천연가스의 압력과 같은 70 bar로 정하였다.

[표 1] 천연가스의 원료 성분 및 조건

성분	조성 (몰%)
N <sub>2</sub>	1.81
CH <sub>4</sub>	84.80
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8.86
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3.05
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.49
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.53
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.12
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.09
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.25
Temperature (°C)	45.0
Pressure (bar)	70.0
Flowrate (kg/hr)	100,000

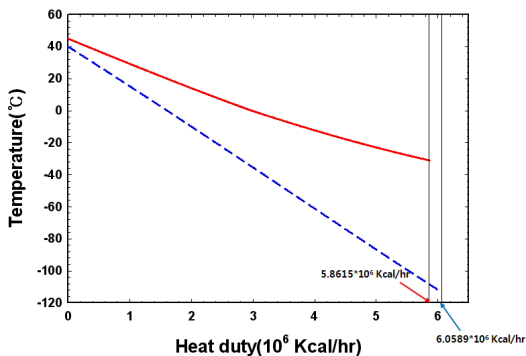
### 2.1 탈메탄탑 상부 운전압력의 결정

우선 탈메탄탑 상부의 운전압력 변화에 따른 총 소요 동력의 변화를 알아보기 위해서 그림 2와 같이 side reboiler를 연결하지 않은 경우에 대해 전산모사를 수행하였다.



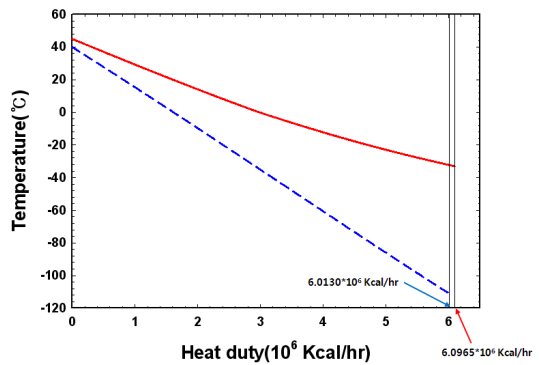
[그림 2] side reboiler와 열교환을 하지 않는 경우에 NGL 회수공정에 대한 개요도

그림 2에 주어진 공정개요를 기준으로 하여 우선 충분히 낮은 압력인 6 bar를 탈메탄탑 상부의 운전압력으로 정하고 이 경우에 원료 천연가스에 대한 cooling curve와 상부 residue gas의 heating curve를 작성하여 그림 3에 나타내었다. 그림 3에 의하면 탈메탄탑 상부의 운전압력이 6 bar일 때, 탈메탄탑 하부에서 에탄의 회수율 80%를 얻어내기 위해 원료 천연가스를 냉각하는데 필요한 heat duty는  $5.8615 \times 10^6$  kcal/hr인데 반하여 탈메탄탑 상부 증기류를 천연가스와 열교환함으로써 40°C까지 온도를 올리는데 필요한 heat duty는  $6.0589 \times 10^6$  kcal/hr이다. 이것은 설정한 탈메탄탑 상부의 운전압력인 6 bar에서는 자체적인 열회수를 통해서도 에탄 회수율 80%를 충분히 얻을 수 있음은 물론이고 오히려 회수 가능한 냉열이 남는다는 것을 의미한다. 따라서 6 bar는 너무 낮게 탈메탄탑 상부의 운전압력을 설정한 것이기 때문에 residual gas compressor의 소요 동력을 낮추기 위해서는 6 bar 보다 더 높은 압력으로 탈메탄탑 상부의 운전압력을 설정해야 한다는 것을 알 수 있다.



[그림 3] 탈메탄탑의 운전압력이 6 bar일 때, 원료 천연가스의 cooling curve와 상부 증기류의 heating curve

한편 그림 4에는 탈메탄탑 상부의 운전압력을 7 bar로 올렸을 때의 원료 천연가스의 cooling curve와 상부 증기류에 대한 heating curve를 나타낸 것이다. 그림 4에 의하면 탈메탄탑 상부의 운전압력이 6 bar인 경우와 달리 상부 증기류를 통해서 회수되는 냉열이  $6.0130 \times 10^6$  kcal/hr 로써 천연가스의 온도를 낮추기 위한 열량인  $6.0965 \times 10^6$  kcal/hr보다 작으므로 탈메탄탑 상부의 운전압력이 7 bar 인 경우에는 프로판을 이용한 냉동 사이클이 필요함을 알 수 있다.



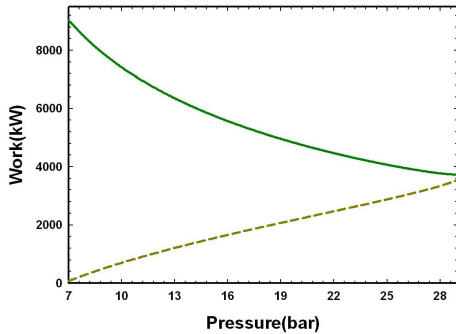
[그림 4] 탈메탄탑의 운전압력이 7 bar일 때, 원료 천연가스의 cooling curve와 상부 증기류의 heating curve

표 2에는 탈메탄탑 상부의 운전압력 변화에 따른 플래쉬 드럼 전단의 온도와 탈메탄탑 상부 증기류의 온도 변화를 나타내었다. 표 2에 의하면 탈메탄탑 상부의 운전압력이 증가할수록 에탄 회수율 80%를 맞추기 위한 플래쉬 드럼 전단의 온도는 낮아지고 탈메탄탑 상부 증기류의 온도는 높아짐을 알 수 있다. 또한 탈메탄탑 상부의 운전압력이 29 bar를 넘게 되면 수렴된 결과를 얻을 수 없었다.

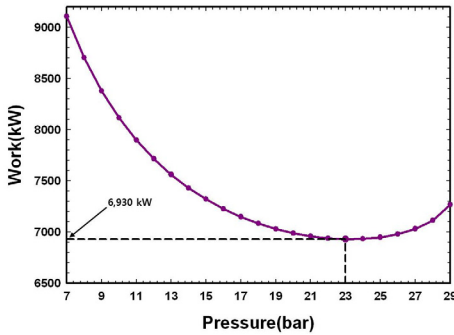
[표 2] 운전압력 변화에 따른 온도변화

탈메탄탑의 운전압력 (bar)	플래쉬드럼 전단온도 (°C)	탈메탄탑 상부 증기온도 (°C)
7	-33.03	-111.13
8	-34.82	-109.23
9	-36.42	-107.51
10	-37.88	-105.93
11	-39.23	-104.47
12	-40.49	-103.11
13	-41.66	-101.83
14	-42.77	-100.62
15	-43.83	-99.47
16	-44.83	-98.38
17	-45.79	-97.33
18	-46.71	-96.33
19	-47.60	-95.37
20	-48.46	-94.44
21	-49.29	-93.54
22	-50.10	-92.68
23	-50.89	-91.83
24	-51.67	-91.01
25	-52.43	-90.22
26	-53.20	-89.44
27	-53.98	-88.68
28	-54.79	-87.94
29	-55.71	-87.21

그림 5에서는 탈메탄탑 상부의 운전압력 변화에 따른 residue gas 압축기인 C-02에 대한 소요 동력과 프로판 냉동기에 필요한 압축기의 소요 동력 변화를 도시하였다. 그림 5에 의하면 탈메탄탑 상부의 운전압력이 증가할수록 프로판 냉동기에 필요한 압축기의 소요 동력은 증가하지만, residue gas 압축기의 소요 동력은 점점 감소함을 알 수 있다. 한편 이 두 소요 동력의 합인 총 소요 동력의 변화는 그림 6에 나타내었다.



[그림 5] 탈메탄탑 상부 운전압력 변화에 대한 residue gas 압축기(C-02)의 소요 동력 변화 및 프로판 냉동 압축기의 소요 동력 변화



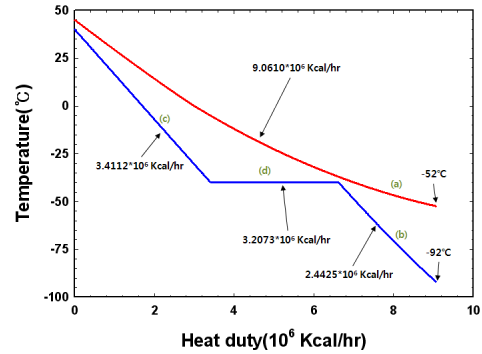
[그림 6] 탈메탄탑 상부 운전압력 변화에 따른 총 소요 동력의 변화

그림 6에 의하면 탈메탄탑 상부의 운전압력이 7 bar일 때 총 소요 동력이 약 9,110 kW이고 운전압력을 증가시키수록 총 소요 동력은 계속적으로 감소하다가 23 bar일 때, 6,930 kW로 최소값을 나타낸 후 다시 증가함을 알 수 있다. 따라서 최적의 탈메탄탑 상부의 운전압력은 23 bar임을 알 수 있다.

## 2.2 NGL 회수공정 최적화

상기 그림 2에는 원료 천연가스를 side reboiler와 열교환을 하지 않는 경우에 대한 NGL 회수공정의 개요를 나

타내었다. 우선 최적의 탈메탄탑 상부의 운전압력인 23 bar에서 그림 2의 공정배열에 대하여 전산모사를 수행하였고 이에 대한 결과를 그림 7에 나타내었다.



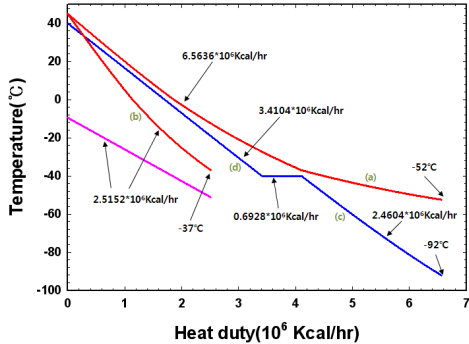
[그림 7] side reboiler와 열교환을 하지 않는 경우, 천연가스 및 탈메탄탑 상부 스트림 및 프로판 냉매에 대한 heating 및 cooling curve

그림 7에 의하면 곡선 (a)는 천연가스의 온도가 공급 온도인 45°C에서 플래쉬 드럼 전단에서의 온도인 -52°C 까지 냉각되는 과정에 대한 cooling curve를 나타내었으며 이 과정에 대한 총 heat duty는  $9.0610 \times 10^6$  kcal/hr이다. 한편 곡선 (b)와 곡선 (c)는 -92°C인 탈메탄탑 상부의 증기류의 온도를 40°C까지 증가시키는 과정에 대한 heating curve를 나타낸 것으로서 이때 회수 가능한 총 heat duty는  $5.8537 \times 10^6$  kcal/hr이다. 따라서 원료 천연가스를 냉각시키기 위해 필요한 총 heat duty가 탈메탄탑 상부 증기류로부터 회수 가능한 총 heat duty보다 크므로 이 차이만큼의 heat duty를 공급하기 위하여 프로판 냉동 사이클이 필요하다. 차이만큼의 열량을 공급하기 위해 필요한 프로판 냉동 사이클의 heat duty는 곡선 (b)와 곡선 (c) 사이의 직선 (d)로 나타내었고 이때 heat duty는  $3.2073 \times 10^6$  kcal/hr이다. 표 3에는 그림 2에 나타낸 공정 배열에 대한 전산모사 결과를 나타내었다.

[표 3] 그림 2의 전산모사 결과 요약

항목	결과
E-01 heat duty	$3.4112 \times 10^6$ kcal/hr
E-02 heat duty	$3.2073 \times 10^6$ kcal/hr
E-03 heat duty	$2.4425 \times 10^6$ kcal/hr
E-04 heat duty	$2.6415 \times 10^6$ kcal/hr
E-05 heat duty	$0.6779 \times 10^6$ kcal/hr
E-06 heat duty	$4.4184 \times 10^6$ kcal/hr
04번 스트림의 온도	-52°C
X-01 소요 동력	931 kW
C-01 소요 동력	931 kW
C-02 소요 동력	4,325 kW

그림 8에는 그림 1의 side reboiler와 원료 천연가스의 열교환을 통해 냉열을 회수한 경우에 대한 전산모사 결과를 도식적으로 나타내었다.



[그림 8] side reboiler와 열교환하는 경우, 천연가스와 탈메탄탑 상부 스트림 및 프로판 냉매에 대한 heating 및 cooling curve

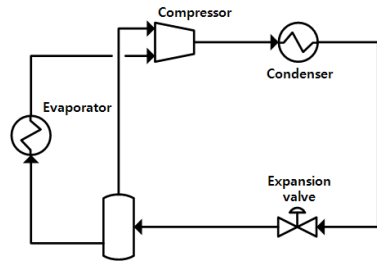
그림 8에 의하면 곡선 (a)는 천연가스를 45°C에서 플래쉬 드럼 전단에서의 온도인 -52°C까지 냉각되는 과정에 대한 cooling curve를 나타내었으며 이 과정에 대한 총 heat duty는  $6.5636 \times 10^6$  Kcal/hr로 그림 7의 side reboiler와 열교환을 하지 않는 경우보다 작다. 이것은 원료 천연가스의 일부 스트림을 분리하여 side reboiler와 열교환을 함으로써 냉열을 회수했기 때문이며 이때 회수한 heat duty는  $2.5152 \times 10^6$  kcal/hr임을 알 수 있다. 프로판 냉동사이클의 heat duty 또한 side reboiler와 열교환을 하지 않는 경우의 heat duty인  $3.2073 \times 10^6$  kcal/hr에서  $0.6928 \times 10^6$  kcal/hr로 줄어들었는데 이 줄어든 값은 side reboiler와의 열교환을 통해 회수한 열량과 유사함을 알 수 있다. 표 4에는 그림 1에 나타난 공정배열에 대한 전산모사 결과를 나타내었다.

[표 4] 그림 1의 전산모사 결과 요약

항목	결과
E-101 heat duty	$3.4104 \times 10^6$ kcal/hr
E-102 heat duty	$2.5152 \times 10^6$ kcal/hr
E-103 heat duty	$0.6928 \times 10^6$ kcal/hr
E-104 heat duty	$2.4604 \times 10^6$ kcal/hr
E-105 heat duty	$0.8155 \times 10^6$ kcal/hr
E-106 heat duty	$0.3154 \times 10^6$ kcal/hr
E-107 heat duty	$4.8610 \times 10^6$ kcal/hr
106번 스트림의 온도	-52°C
X-101 소요 동력	554 kW
C-101 소요 동력	554 kW
C-102 소요 동력	4,794 kW

그림 9에는 프로판 냉동 사이클에 대한 공정 개요도를

나타내었다. 그림 9에 의하면 증기 압축식 프로판 냉동 사이클은 냉매 압축공정, 2차 냉매에 의한 냉매의 응축공정, 줄-톰슨 팽창밸브에 의한 팽창 공정과 냉매 증발공정으로 구성되어 있다.



[그림 9] 프로판 냉동 사이클에 대한 공정 개요도

표 5에는 그림 9의 프로판 냉동 사이클에 대하여 그림 2의 side reboiler와 열교환을 하지 않은 경우(case 1)와 그림 1의 side reboiler와 열교환을 하는 경우(case 2)에 대해서 전산모사 결과를 각각 비교 및 요약하였다. 표 5에 의하면 압축기 후단의 압력은 15.985 bar이다. 이것은 압축기 후단에서 응축기 사이의 압력강하를 고려하여 냉각수로 냉각시킬 수 있는 온도인 45°C에서 프로판 냉매가 충분히 응축이 일어날 수 있는 압력까지 가압한 것으로 45°C에서 프로판 냉매의 기포점 압력에 압력강하 0.5 bar를 더한 것이다. 한편 팽창밸브 후단의 압력은 1.108 bar로 -40°C에서 프로판 냉매의 이슬점 압력과 같다.

[표 5] 그림 9의 프로판 냉동 전산모사 결과 비교

항목	계산 결과	
	Case 1	Case 2
압축기 후단압력 (bar)	15.985	15.985
압축기 효율 (%)	80	80
냉동 압축기 소요 동력 (kW)	2,884	623
팽창밸브 후단압력 (bar)	1.108	1.108
응축기 heat duty ( $10^6$ kcal/hr)	5.6870	1.2284
증발기 heat duty ( $10^6$ kcal/hr)	3.2073	0.6928
냉매의 총 순환유량 (kg/hr)	65,180	14,079

### 3. 결론

본 연구에서는 NGL 회수공정에서 총 소요 동력을 최소화시키기 위한 탈메탄탑의 최적의 운전압력을 결정하였으며, 이 운전압력 조건하에서 프로판 냉동 사이클을

포함한 열교환망의 구성과 프로판 냉동 사이클의 heat duty를 최소화시키기 위하여 원료를 분리하여 side reboiler와 열교환을 통해서 냉열을 회수하는 공정에 대한 전산모사를 수행하였으며 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. NGL 회수공정의 총 소요 동력을 최소화시키는 최적의 탈메탄탑 상부의 운전압력은 23 bar임을 알 수 있었으며, 이때 총 소요 동력은 6.930 kW임을 알 수 있었다. 또한 이 운전 압력에서 에탄 회수율 80%를 얻어내기 위한 플래쉬 드럼의 전단의 온도는 -52°C임을 알 수 있었다.
2. 탈메탄탑에서 side reboiler와 bottom reboiler의 heat duty 분배를 통해서 회수한 열량은  $2.5152 \times 10^6$  kcal/hr로써 reboiler의 총 열량인  $3.3307 \times 10^6$  kcal/hr에 비하여 약 75.52%의 냉열을 회수할 수 있었다.
3. side reboiler의 heat duty 분배를 통해서 회수한 냉열을 이용하여 천연가스 원료를 분리하여 냉각시킴으로써 프로판 냉동 사이클의 heat duty를  $3.2073 \times 10^6$  kcal/hr에서  $0.6928 \times 10^6$  kcal/hr로써 약 78.40% 가량 줄일 수 있었다. 또한 냉매 압축기의 소요 동력도 2,884 kW에서 623 kW로 역시 약 78.40%의 동력을 줄일 수 있었다.

### 참고문헌

[1] Arthur J. Kidnay and William R. Parrish, "Fundamentals of Natural Gas Processing", Taylor & Francis, 2006.

[2] Gas Processors Suppliers Association, "Engineering Data Book", Gas Processors Assication, 2004.

[3] 조정호, 김성태, 박종기, "PRO/II with PROVISION을 이용한 화학공정의 모사", 도서출판 아진, 2004.

[4] Soave, G., "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State", Chem. Eng. Sci., vol. 35, pp. 1197-1203, 1972.

### 조 정 호 (Jungho Cho)

[정회원]



- 1988년 2월 : 한양대학교 공과대학 화학공학과 (공학사)
- 1991년 8월 : 한국과학기술원 화학공학과 (공학석사)
- 1998년 2월 : 서울대학교 공과대학 화학공학과 (공학박사)
- 1991년 1월 ~ 1997년 2월 : 대림산업(주) 공정부 과장
- 1997년 3월 ~ 2000년 2월 : 경인여자대학 산업환경공학부 전임강사
- 2000년 3월 ~ 2008년 2월 : 동양대학교 공과대학 생명화학공학과 조교수
- 2008년 3월 ~ 현재 : 공주대학교 화학공학부 부교수

<관심분야>  
열역학, 공정 Simulation

### 김 유 미 (Yu Mi Kim)

[준회원]



- 2011년 2월 : 공주대학교 공과대학 화학공학부

<관심분야>  
열역학, 공정 Simulation