

천연가스 액화를 위한 캐스케이드 냉동사이클의 전산모사에 대한 연구 [2]: 다단 캐스케이드 냉동 사이클에 적용

조정호^{1*}, 김유미¹
¹공주대학교 화학공학부

A Simulation Study on the Cascade Refrigeration Cycle for the Liquefaction of the Natural Gas [2]: An Application to the Multistage Cascade Refrigeration Cycle

Jungho Cho^{1*} and Yu Mi Kim¹

¹Department of Chemical Engineering, Kongju National University

요약 본 논문에서는 천연가스를 액화시키기 위해서 프로판, 에틸렌 및 메탄 냉매를 이용한 다단 캐스케이드 냉동 사이클에 대한 전산모사를 PRO/II with PROVISION 8.3에 내장되어 있는 Peng-Robinson 상태방정식을 활용하여 수행하였다. 천연가스의 조성은 한국가스공사로부터 제공받은 것을 적용하였으며, 유량은 연간 500만톤으로 가정하였다. 프로판 냉매의 공급온도는 -40°C 로, 에틸렌 냉매의 공급온도는 -95°C 로 메탄 냉매의 공급온도는 -155°C 로 각각 정하였으며, 천연가스와 각각의 냉매의 최소 접근온도는 3°C 로 정하였다. 다단 냉동을 위한 프로판 냉동 사이클은 3단 냉동을 가정하였으며, 에틸렌 냉동 사이클은 2단 냉동을 그리고 메탄 냉동 사이클은 3단 냉동을 가정하였다. 메탄 냉매에 의해서 -152°C 까지 냉각된 천연가스는 줄-톰슨 팽창에 의해서 -162°C 까지 냉각되어 액화가 일어나도록 하였다. 결론적으로 캐스케이드 냉동 사이클과 줄-톰슨 팽창을 통한 천연가스의 액화율은 몰 비로 91.71%이며, 액화천연가스 1.0 kg/hr당 0.433 kW의 압축 일이 필요함을 알 수 있었다.

Abstract In this paper, simulation works for a multi-stage cascade refrigeration cycle using propane, ethylene and methane as refrigerants have been performed for the liquefaction of natural gas using Peng-Robinson equation of state built-in PRO/II with PROVISION release 8.3. The natural gas feed compositions were supplied from Korea Gas Corporation and the flow rate was assumed to be 5.0 million tons per annual. Supply temperature for propane refrigerant was fixed as -40°C , that for ethylene refrigerant as -95°C , and that for methane refrigerant as -155°C . For the multi-stage refrigeration cycle, three-stage refrigeration was assumed for propane refrigeration cycle, two-stage refrigeration for ethylene refrigeration cycle and three-stage refrigeration for methane refrigeration cycle. Natural gas was finally cooled and liquefied to -162°C by Joule-Thomson expansion. Conclusively, 91.71% by mole of the natural gas liquefaction ratio was obtained through a cascade refrigeration cycle and Joule-Thomson expansion and 0.433 kW of compression power was consumed for the liquefaction of 1.0 kg/hr of natural gas.

Key Words : Multi-stage refrigeration, Cascade refrigeration, Peng-Robinson equation of state, Refrigerant; liquefied natural gas

1. 서론

공정상의 온도를 낮추는 방법은 줄-톰슨 팽창밸브를

사용하는 방법과 터보 팽창기를 사용하는 방법 및 냉매를 사용하여 냉동 사이클을 작동하는 방법으로 나눌 수 있다. 줄-톰슨 팽창밸브를 사용하는 과정은 등엔탈피 과

본 연구는 국토해양부 LNG플랜트사업단의 연구비지원에 의해 수행되었습니다.

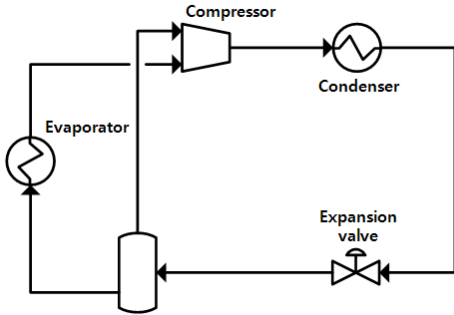
*교신저자 : 조정호(jhcho@kongju.ac.kr)

접수일 11년 01월 03일

수정일 (1차 11년 01월 14일, 2차 11년 01월 25일)

게재확정일 11년 02월 10일

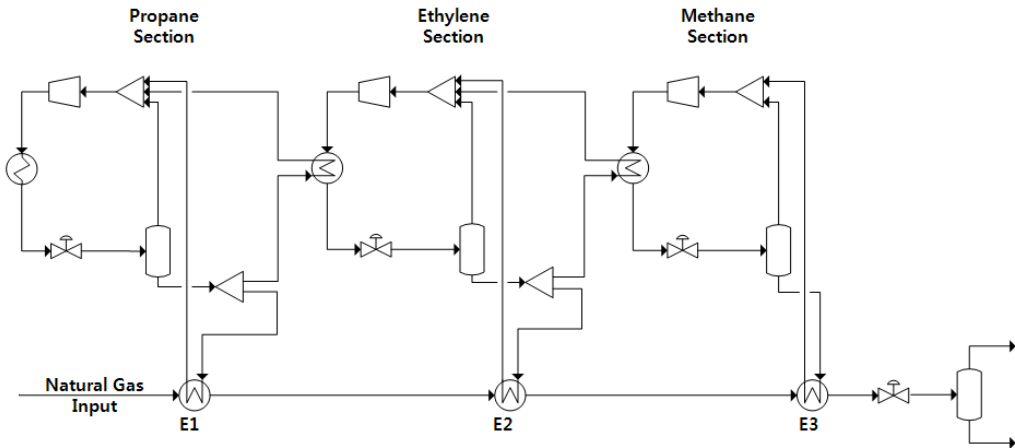
정이고 터보 팽창기를 사용하는 과정은 등엔트로피 과정이다. 따라서 동일한 조건의 입력조건과 압력강하에 대해서는 줄-톰슨 팽창밸브에 의한 것보다 터보 팽창기를 이용하는 것이 좀 더 낮은 온도를 얻을 수 있다. 또한 증기 재압축을 이용한 냉동 사이클은 아래의 그림 1에 나타난 것과 같이 냉매 압축, 응축, 팽창 및 증발의 4개의 사이클로 구성되어 있다.



[그림 1] 증기 재압축을 이용한 냉동 사이클에 대한 개요도

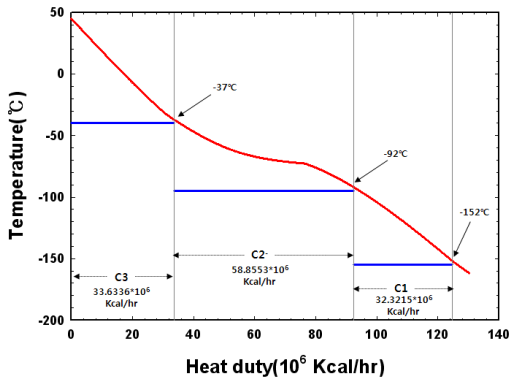
증기 재압축을 활용한 냉동 사이클 설계의 첫 번째 단계는 냉매의 압축이다. 압축기 후단의 압력은 응축기에서 사용하는 냉매의 종류와 이를 사용해서 냉각 가능한 온도에 따라서 결정된다. 만일 그림 1에서 사용하는 냉매를 프로판이라고 가정하고 응축기에서 사용하는 2차 냉매를 냉각수로 간주하며 냉각수로 냉각 가능한 프로판의 온도를 45°C라고 한다면, 압축기 후단의 압력은 프로판의 45°C에서 기포점 압력에 해당한다. 또한 줄-톰슨 팽창밸브 후단의 압력은 프로판 냉매의 공급온도인 -40°C까지

온도를 떨어뜨릴 수 있는 압력으로 결정하면 된다. 이 압력은 -40°C에서 프로판의 이슬점 압력과 같다. 프로판 냉매를 이용해서 공급 가능한 온도가 -40°C인 것은 팽창밸브 후단의 압력이 상압보다 약간 높았을 때의 온도와 연관된다. 만일 프로판 냉매를 이용하여 더 낮은 온도를 얻고자 한다면 팽창밸브 후단의 압력이 상압보다 낮아져야 한다. 그런데 냉매의 선정 조건 중의 하나는 팽창밸브 후단의 압력이 상압보다 높아야 한다는 것이다. 만일 팽창밸브 후단의 압력이 상압보다 낮다면 외부 공기와 수분이 냉동 사이클 내부로 유입되어 냉동 성능을 떨어뜨리는 요인이 되기 때문이다. 따라서 프로판 냉매를 이용해서 냉각시키는 온도보다 더 낮은 온도를 얻고자 한다면 다른 종류의 냉매를 사용해야 한다. 에틸렌 냉매를 사용할 경우에는 냉매의 공급온도를 -95°C까지 낮출 수 있다. 하지만 에틸렌 냉매의 임계온도가 9.19°C이기 때문에 이를 액화시키기 위한 2차 냉매로 냉각수를 사용할 수 없고 프로판을 사용하여야 한다. 한편 메탄을 냉매로 사용하면 냉매의 공급온도를 -155°C까지 낮출 수 있는데 메탄을 액화시키기 위해서는 에틸렌을 사용하여야 한다. 이와 같이 온도를 점차적으로 낮추기 위해서 냉매의 종류를 바꾸어서 냉동 사이클에 적용하는 것을 캐스케이드 냉동이라고 하고 이에 대한 개요도는 그림 2에 나타내었다[1]. 그림 2에 의하면 천연가스의 온도는 프로판 냉동 사이클에 의해 열교환기 E1 후단에서 -37°C까지 떨어지고, 에틸렌 냉동 사이클에 의해 열교환기 E2 후단에서 -92°C까지 떨어지며, 메탄 냉동 사이클에 의해 열교환기 E3 후단에서 -152°C까지 떨어진 후에 팽창밸브에 의해서 -162°C까지 떨어진다. 그림 3에는 천연가스의 cooling curve와 프로판, 에틸렌 및 메탄 냉매가 담당하는 냉동 사이클의 heat duty를 나타내었다. 그림 3에 의하면 각 냉동 사이클

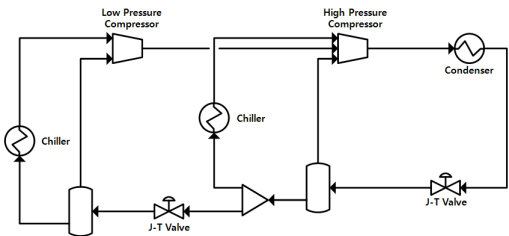


[그림 2] 천연가스 액화를 위한 캐스케이드 냉동 사이클에 대한 개요도

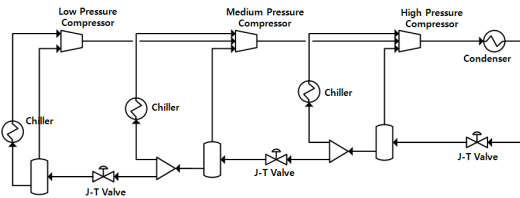
후단의 천연가스와 냉매의 최소접근온도는 3°C[1]이지만 천연가스의 입구온도와 냉매의 공급온도 사이의 온도차이가 매우 크기 때문에 그만큼 액서지 손실이 커지게 된다. 이러한 단점을 보완하기 위해서 각각의 냉동 사이클을 다단 냉동으로 작동한다. 그림 4와 그림 5에는 각각 2단 및 3단 냉동 사이클에 대한 개요도를 나타내었다[2].



[그림 3] 천연가스의 cooling curve와 캐스케이드 냉동 사이클을 이용한 각각의 냉매의 heat duty



[그림 4] 2단 냉동 사이클의 개요도



[그림 5] 3단 냉동 사이클의 개요도

그림 4 및 그림 5와 같이 다단 냉동 사이클을 사용하게 되면 동일한 냉동효과를 얻는데 필요한 압축기의 총 소요 동력을 줄일 수 있다는 장점이 있다. 이러한 다단 냉동 사이클의 경우에는 압축기의 총 소요 동력을 최소화시키기 위한 압축기 후단의 압력을 결정해야 한다. 이는 다음의 식 (1)의 압축비 계산에 의해서 결정할 수 있다[3].

$$\left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{1/n} = \text{압축비} \quad (1)$$

그리고 압축기의 소요동력은 다음의 식 (2)와 같이 쓸 수 있다[3].

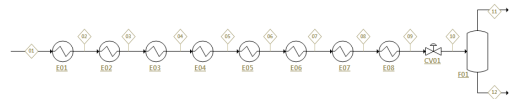
$$H_p = \frac{\eta\gamma}{\gamma-1} ZRT_1 \left[\left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (2)$$

2. 전산모사

액화공정에 사용한 천연가스의 원료 조건은 다음의 표 1에 나타내었다. 전산모사를 위해서 Invensys사의 PRO/II with PROVISION 8.3[4]을 사용하였으며, 열역학 모델식으로는 Peng-Robinson 상태방정식[5]을 사용하였다. 전산모사를 위한 첫 번째 단계로서 상기 표 1에 제시한 천연가스의 온도를 각각의 순수성분 냉매인 프로판, 에틸렌 및 메탄 냉매를 이용하여 45°C에서 -152°C까지 냉각시킨 후에 줄-톰슨 팽창에 의해서 -162°C까지 떨어뜨리는 공정을 그림 6과 그림 7에 나타내었다.

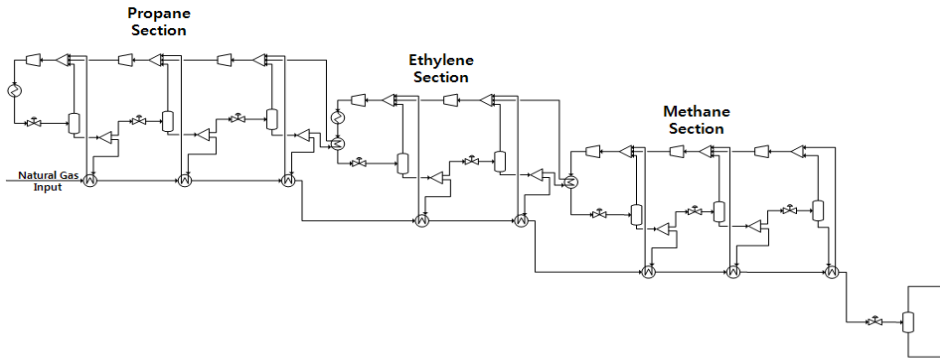
[표 1] 천연가스의 조성과 유량, 온도, 압력 조건

Component	Mole%
Nitrogen	0.22
Methane	91.33
Ethane	5.36
Propane	2.14
I-Butane	0.46
N-Butane	0.47
I-Pentane	0.01
N-Pentane	0.01
Temperature (°C)	45.0
Pressure (bar)	60.0
Flow (kg/hr)	625,000



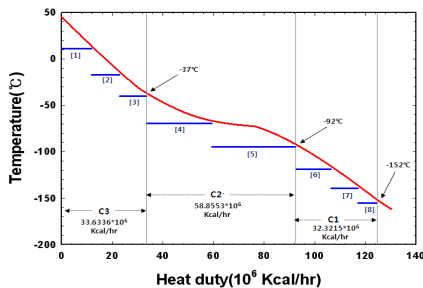
[그림 6] 다단 캐스케이드 냉동에 의한 천연가스 액화 개요도

한편 그림 8에 의하면 천연가스의 온도를 45°C에서 -37°C까지 떨어뜨리기 위해서 3단 프로판 냉동 사이클을 이용하는데 이때 필요한 heat duty는 33.6336x10⁶ kcal/hr임을 알 수 있으며, -92°C까지 떨어뜨리기 위해서 2단 에틸렌 냉동 사이클을 사용하였는데 이때 필요한 heat duty는 58.8553x10⁶ kcal/hr임을 알 수 있다. 마지막으로 천연



[그림 7] 천연가스 액화를 위한 다단 캐스케이드 냉동 사이클에 대한 개요도

가스의 온도를 -152°C 까지 떨어뜨리기 위해서 메탄 냉동 사이클을 사용하였는데 이때 필요한 heat duty는 32.3215×10^6 kcal/hr임을 알 수 있다. 그런데 그림 2에 나타난 것과 같이 메탄을 액화시키기 위한 냉매로써 에틸렌 냉매를 사용하고 에틸렌을 액화시키기 위한 냉매로써 프로판 냉매를 사용하기 때문에 에틸렌 및 프로판 냉동 사이클의 heat duty는 아래의 그림 8에 나타난 것보다 커지게 된다. 그림 8에 나타난 각 구간별 냉매의 온도와 heat duty의 자세한 값들은 표 2에 나타내었다.



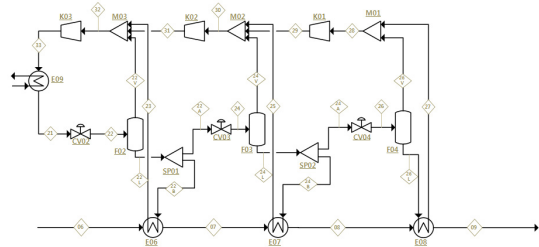
[그림 8] 천연가스에 대한 cooling curve와 다단 캐스케이드 냉동을 이용한 heating curve

[표 2] 각 구간별 냉매의 온도와 유량 및 heat duty

냉매	온도 (°C)	heat duty (10 ⁶ kcal/hr)
[1] Propane	11.08	11.7401
[2] Propane	-17.15	11.2072
[3] Propane	-40.00	10.6863
총		33.6336
[4] Ethylene	-69.74	25.8501
[5] Ethylene	-95.00	33.0052
총		58.8553
[6] Methane	-118.78	14.0871
[7] Methane	-139.29	10.5949
[9] Methane	-155.00	7.6395
총		32.3215

2.1 메탄 냉동 사이클의 전산모사

그림 9에는 다단 캐스케이드 냉동 사이클 중에서 메탄 냉매를 이용한 냉동 사이클만을 따로 도시하였다.



[그림 9] 메탄 냉매를 이용한 3단 냉동 사이클의 개요도

메탄 냉매를 이용한 냉동 사이클의 구성은 전형적인 증기 재압축을 이용한 다단 냉동 사이클의 구성과 동일하다. 06번 스트림은 천연가스 원료로써 에틸렌 냉동 사이클에 의해서 -92°C 까지 냉각되고 E06 열교환기 내에서 -118.78°C 의 메탄 냉매에 의해 -115.78°C 까지 냉각되고 E07 열교환기 내에서 -139.29°C 의 메탄 냉매에 의해 -136.29°C 까지 냉각되며 마지막으로 E08 열교환기를 거치면서 -155°C 의 메탄 냉매에 의해서 -152°C 까지 냉각된다.

메탄 냉매는 압축기로 주입되기 전에는 -155°C 의 이슬점 조건하에 있다. 압축기의 도출 압력은 E09 응축기에서 에틸렌 냉매를 이용하여 응축하였을 때 액화가 일어날 수 있는 압력인 -92°C 에서 메탄의 기포점 압력까지 가압한다. 한편 메탄 냉매의 총 순환유량은 그림 8과 표 2에 나타난 메탄 냉동 사이클에서 담당하게 될 heat duty인 14.0871×10^6 kcal/hr, 10.5949×10^6 kcal/hr, 7.6395×10^6 kcal/hr를 더한 총 heat duty인 32.3215×10^6 kcal/hr를 낼 수 있는 유량으로 결정한다. 한편 모든 압축기의 효율은 실제 천연가스 액화공정에서 사용되고 있는 압축기의 효

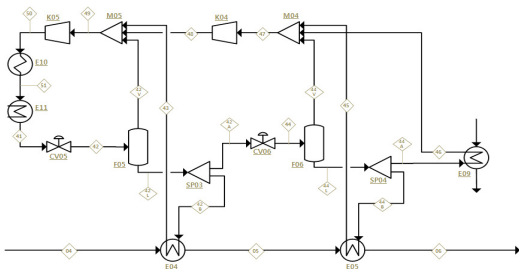
율이 Vendor에서 제공하고 있는 효율인 70%로 가정하였다. 아래의 표 3에는 메탄 냉동 사이클의 설계 조건을 나타내었다.

[표 3] 메탄 냉동 사이클의 설계 조건

E06의 heat duty (10^6 kcal/hr)	14.0871
E07의 heat duty (10^6 kcal/hr)	10.5949
E08의 heat duty (10^6 kcal/hr)	7.6395
메탄 냉매의 총 순환유량 (kg/hr)	568,947
K01 압축기의 소요 동력 (kW)	1,911.24
K01 압축기의 효율(%)	70
K02 압축기의 소요 동력 (kW)	6,417.77
K02 압축기의 효율(%)	70
K03 압축기의 소요 동력 (kW)	19,410.00
K03 압축기의 효율(%)	70
응축기 후단의 압력(bar)	34.345
응축기 후단의 온도($^{\circ}$ C)	-92
E09의 heat duty (10^6 kcal/hr)	56.2044
E09로 주입되는 에틸렌 냉매의 유량 (kg/hr)	505,390

2.2 에틸렌 냉동 사이클의 전산모사

다음의 그림 10에는 다단 캐스케이드 냉동 사이클 중에서 에틸렌 냉매를 이용한 냉동 사이클만을 따로 도시하였다.



[그림 10] 에틸렌 냉매를 이용한 2단 냉동 사이클의 개요

에틸렌 냉동 사이클의 공정도는 그림 9의 메탄 냉동 사이클 같은 전형적인 증기 재압축을 이용한 냉동 사이클과는 다소 다르다. 우선 줄-톱슨 팽창에 의해서 얻어진 -69.74° C의 저온의 에틸렌 냉매는 F05 플래쉬 드럼에 의해서 기상류와 액상류를 분리한 후 나머지 액상의 에틸렌 냉매는 42A와 42B의 두 스트림으로 분리되는데 42B 스트림은 -37° C까지 냉각된 천연가스를 -66.74° C로 더욱 떨어뜨리는 데 이용된다. 한편 42A 스트림은 다시 팽창 공정을 거쳐서 -95° C의 저온의 에틸렌 냉매를 얻게 되는데 이는 F06 플래쉬 드럼에 의해서 기상류와 액상류를 분리한다. 이렇게 분리된 액상의 에틸렌 냉매는 44A와 44B의 두 스트림으로 분리되고 44B 스트림은 -66.74° C까지 냉각된 천연가스의 온도를 -92° C까지 떨어뜨리는데

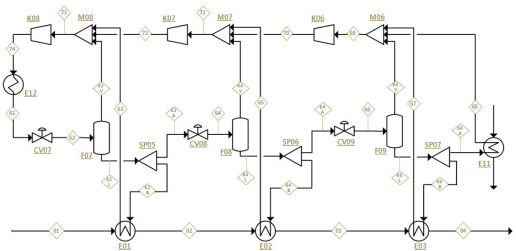
이용되며, 44A 스트림은 메탄 냉매를 액화시키는데 이용된다. 에틸렌 냉매는 프로판 냉매를 이용해서 액화시키기 전에 냉각수를 이용해서 45° C까지 일차로 냉각시킨 후에 프로판 냉매를 이용해서 -37° C까지 냉각 및 액화시킨다. 표 4에는 에틸렌 냉동 사이클의 설계 조건을 나타내었다.

[표 4] 에틸렌 냉동 사이클의 설계 조건

E04의 heat duty (10^6 kcal/hr)	25.8501
E05의 heat duty (10^6 kcal/hr)	33.0052
에틸렌 냉매의 총 순환유량 (kg/hr)	1,492,083
K04 압축기의 소요 동력 (kW)	24,079.65
K04 압축기의 효율(%)	70
K05 압축기의 소요 동력 (kW)	49,377.96
K05 압축기의 효율(%)	70
E09의 heat duty (10^6 kcal/hr)	56.2044
E10의 heat duty (10^6 kcal/hr)	4.1256
E11의 heat duty (10^6 kcal/hr)	174.1480
E11로 주입되는 프로판 냉매의 유량 (kg/hr)	1,727,699

2.3 프로판 냉동 사이클의 전산모사

다음의 그림 11에는 다단 캐스케이드 냉동 사이클 중에서 프로판 냉매를 이용한 냉동 사이클만을 따로 도시하였다.



[그림 11] 프로판 냉매를 이용한 2단 냉동 사이클의 개요

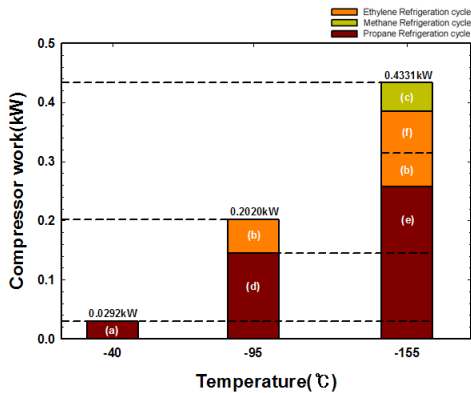
그림 11에 의하면 01번 스트림은 45° C의 천연가스 원료로서 E01 열교환기 내에서 11.08° C의 프로판 냉매에 의해 14.08° C까지 냉각되고 E02 열교환기 내에서 -17.15° C의 프로판 냉매에 의해 -14.15° C까지 냉각되며 마지막으로 E03 열교환기를 거치면서 -40° C의 프로판 냉매에 의해서 -37° C까지 냉각된다. -40° C의 저온의 프로판 냉매는 F09 플래쉬 드럼을 거쳐 기상류와 액상류를 분리하고 분리된 액상의 프로판 냉매는 66A와 66B의 두 스트림으로 분리되어 66B 스트림은 천연가스의 온도를 -37° C까지 떨어뜨리는데 이용되고 66A 스트림은 에틸렌 냉매를 액화시키는데 사용된다. 표 5에는 프로판 냉동 사이클의 설계 조건을 나타내었다.

[표 5] 프로판 냉동 사이클의 설계 조건

E01의 heat duty (10^6 kcal/hr)	11.7401
E02의 heat duty (10^6 kcal/hr)	11.2072
E03의 heat duty (10^6 kcal/hr)	10.6863
프로판 냉매의 총 순환유량 (kg/hr)	3,841,444
K06 압축기의 소요 동력 (kW)	32,646.20
K06 압축기의 효율(%)	70
K07 압축기의 소요 동력 (kW)	46,553.31
K07 압축기의 효율(%)	70
K08 압축기의 소요 동력 (kW)	69793.31
K08 압축기의 효율(%)	70

2.4 다단 캐스케이드 냉동 사이클의 성능 분석

다음의 그림 12에는 다단 캐스케이드 냉동 사이클의 성능 분석을 위해서 각각의 냉매를 이용한 냉동 사이클의 소요동력을 비교하였다.



[그림 12] 프로판, 에틸렌 및 메탄 냉매에 대한 각각의 냉동 사이클에서 압축기 소요동력의 비교

그림 12에 나타난 맨 오른쪽 막대 그래프는 LNG 1 kg/hr를 액화시키는 데 필요한 총 소요동력이 0.4331 kW임을 나타낸 것이다. 그리고 맨 왼쪽의 막대 그래프의 소요동력은 천연가스 1 Kg/hr를 프로판 냉매를 이용하여 -37°C까지 냉각시키는데 필요한 프로판 냉동 사이클의 압축기 소요동력이 0.0292 kW임을 나타낸 것이다. 또한 두 번째 막대 그래프는 천연가스 1 Kg/hr를 프로판 냉동 사이클과 에틸렌 냉동 사이클을 순차적으로 적용하여 -92°C까지 냉각시키는데 필요한 프로판 및 에틸렌 냉동 사이클의 압축기 소요동력의 합이 0.2020 kW임을 나타낸 것이다. 이 중에서 (b)로 표시한 것은 에틸렌 냉매를 이용하여 천연가스 1 Kg/hr를 -37°C에서 -92°C까지 냉각시키는데 필요한 에틸렌 냉동 사이클의 압축기 소요동력을 나타낸 것으로 그 값은 0.0568 kW임을 알 수 있다. 또한 (d)로 나타낸 것은 에틸렌 냉매를 액화시키기 위해서 필요한 프로판 냉동 사이클에서 소요되는 압축기의 소

요동력으로써 이는 0.1160 kW로 나타났다.

맨 오른쪽 막대 그래프에서 (c)로 나타낸 것은 천연가스 1 Kg/hr를 -92°C에서 -152°C까지 냉각시키는데 필요한 메탄 냉동 사이클의 압축기 소요동력을 나타낸 것으로 그 값은 0.0480 kW임을 알 수 있다. 그리고 (f)로 나타낸 것은 메탄 냉매를 액화시키기 위해서 필요한 에틸렌 냉동 사이클에서 소요되는 압축기의 소요동력으로써 이는 0.0704 kW로 나타났다. 이것으로부터 알 수 있는 것은 천연가스의 1 kg/hr의 온도를 45°C부터 -152°C까지 떨어뜨리기 위하여 0.4331 kW의 동력이 소요되는데 이 중에서 메탄 냉동 사이클의 소요동력은 0.0480 kW로써 전체 소요동력의 11.08%를 차지하는 반면에 에틸렌 냉동 사이클에서 소요되는 동력은 0.1272 kW로써 전체 소요동력의 29.37%를 차지하였으며, 마지막으로 프로판 냉동 사이클에서 필요한 소요동력은 전체 소요동력의 59.55%로 가장 크게 나타남을 알 수 있다. 따라서 그림 12의 결론은 캐스케이드 냉동사이클을 구성하는 데 있어서 상대적으로 저온의 냉열을 사용할 경우 압축기에서 필요한 소요동력이 증가함을 알 수 있었다.

3. 결론

본 연구에서는 천연가스의 액화를 위해서 프로판, 에틸렌 및 메탄 냉매를 사용한 다단 캐스케이드 냉동 사이클에 대한 전산모사를 수행하였으며 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. 천연가스 액화를 위해서 프로판, 에틸렌 및 메탄 냉매를 이용한 다단 캐스케이드 냉동 사이클을 적용하였으며, 총 냉동 duty는 124.8104×10^6 kcal/hr이었다. 이때, 프로판 냉매가 담당하는 heat duty는 33.6336×10^6 kcal/hr로써 26.95%를 차지하고, 에틸렌 냉매가 담당하는 heat duty는 58.8553×10^6 kcal/hr로써 47.16%를 차지하며, 메탄 냉매가 담당하는 heat duty는 32.3215×10^6 kcal/hr로써 25.90%를 차지하였다. 또한 에틸렌을 냉각시키기 위해 프로판 냉매가 담당하는 heat duty는 174.1480×10^6 kcal/hr이었고 메탄을 냉각시키기 위해 에틸렌 냉매가 담당하는 heat duty는 56.2044×10^6 kcal/hr이었다.
2. 메탄 냉동 사이클의 소요 동력은 27,739.01 kW로써 총 소요 동력인 250,189.44 kW의 11.09%를 차지하고, 에틸렌 냉동 사이클의 소요 동력은 73,457.61 kW로써 총 소요 동력의 29.36%를 차지하며, 프로판 냉동 사이클의 소요 동력은 148,992.82 kW로써

총 소요 동력의 59.55%를 차지하였다. 이는 프로판의 경우에 하나의 냉동 사이클로 -40℃의 냉매의 생산이 가능하나 에틸렌의 액화를 위해서 프로판 사이클이 필요하기 때문에 두 개의 냉동 사이클이 존재하고 메탄의 경우에도 액화를 위해서 프로판, 에틸렌 및 메탄의 3개의 냉동 사이클이 필요하기 때문이다.

3. 프로판, 에틸렌 및 메탄 냉매를 이용한 캐스케이드 냉동 사이클을 통한 천연가스 액화율은 물 비로 91.71%였으며, 생산되는 LNG kg/hr 당 사용 동력은 0.4331 kW/(kg/hr)임을 알 수 있었다. 이 값은 동일한 본 연구와 동일한 공정을 갖는 다단 캐스케이드 냉동 사이클을 이용한 천연가스 액화 사이클에서 나타난 소요동력 값인 0.4130 kW/(kg/hr)와 대체로 유사한 값을 가짐을 알 수 있었다[6]. 이는 단일 캐스케이드 냉동 사이클에서 소요되는 압축기 동력인 0.7227 kW/(kg/hr)보다 매우 작게 소요됨을 알 수 있었다.

사용기호

- P_s : compressor suction pressure
 P_d : compressor discharge pressure
 n : number of compression stage
 Z : compressibility factor
 γ : heat capacity ratio
 η : compressor efficiency
 R : gas constant
 T_1 : compressor suction temperature

참고문헌

- [1] G, Venkatarathnam, "Cryogenic Mixed Refrigerant Processes", Springer, 2005.
 [2] Saied Mokhatab, William A. Poe and James G. Speight, "Handbook of Natural Gas Transmission and Processing", Elsevier Inc., 2006.
 [3] Gas Processors Suppliers Association, "Engineering Data Book", Gas Processors Assication, 2004.
 [4] 조정호, 김성태, 박종기, "PRO/II with PROVISION을 이용한 화학공정의 모사", 도서출판 아진, 2004.
 [5] Peng, D. Y., and Robinson, D. B., "A New Two-constant Equation of State for Fluids and Fluid

Mixtures", Ind. Eng. Chem. Fundam., vol. 15, pp. 58-64, 1976.

- [6] 차규상, 이철구, 이영범, 이상규, "천연가스 액화 Cycle의 효율 향상을 위한 연구", '10 한국가스학회 추계학술발표회 논문집, pp. 26-31, 10월, 2010.

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