

메탄, 에틸렌 및 프로판 냉매를 활용한 다원 냉동 사이클에서 LNG 냉열을 활용한 동력 절감 방안에 대한 연구

조정호†

공주대학교 공과대학 화학공학부

A Study on the Power Saving with the Use of LNG Cold Heat in a Cascade Refrigeration Cycle using Methane, Ethylene and Propylene as Refrigerants

JUNGHO CHO†

Department of Chemical Engineering, Kongju National University, 1223-24 Cheonan-daero, Seobuk-gu, Cheonan 31080, Korea

†Corresponding author:
jhcho@kongju.ac.kr

Received 21 April, 2020
Revised 23 June, 2020
Accepted 30 June, 2020

Abstract >> In this study, computer simulation works using PRO/II with PROVISION V10.2 have been performed for a cascade refrigeration cycle using methane, ethylene and propane as refrigerants. LNG cold heat was also utilized in order to save the compression powers for the ethylene and propane refrigeration cycles. It was concluded that about 77% of compression power can be saved by using LNG cold heat through the exchanging heat with refrigerants. We could also know that the cold heat price contained in 1 ton of LNG is 16,155 won.

Key words : Cascade refrigeration(다원 냉동), LNG cold heat (LNG 냉열), Refrigerants (냉매), Computer simulation(전산모사)

1. 서론

공정의 온도를 낮추는 방법은 첫째, 줄-톰슨(Joule-Thomson) 팽창 효과를 이용하는 방법과 둘째, 터보 팽창기를 사용하는 방법 및 셋째, 냉매를 이용한 냉동 사이클을 활용하는 방법으로 나눌 수 있다¹⁾. 터보 팽창기를 활용하는 방법은 외부에 동력을 생산하기 때문에 줄-톰슨 팽창의 경우보다 공정의 온도를 더욱 낮출 수 있다는 장점이 있지만 기상에만 적용할 수 있다는 단점이 있다. 그리고 두 공정 모두 공정의

압력이 높아야 충분히 낮은 온도를 얻게 된다는 제약조건이 있다.

냉매를 이용한 증기 재압축 냉동사이클을 활용하면 공정의 압력과는 무관하게 냉매의 공급 온도에 해당하는 만큼 공정상의 온도를 낮추는 것이 가능하다^{2,3)}. Fig. 1에는 증기 재압축 냉동 사이클에 대한 개요도를 나타내었다. 증기 재압축 냉동 사이클은 압축-응축-팽창-증발의 4개의 사이클로 구성된다. 여기에서 팽창은 줄-톰슨 팽창밸브에 의해서 이루어지는데, 팽창밸브 후단의 압력은 대기압보다 약간 높게 설정

해 주어야 한다. 만일 줄-톱슨 팽창밸브 후단의 압력이 대기압보다 낮다면 냉매의 공급온도는 더욱 낮아지겠지만 외부 공기가 냉동 사이클 내부로 유입될 수 있다. 외부 공기 중에 포함되어 있는 수분은 냉동 사이클 내부에서 얼게 되면 파이프라인을 막을 수 있으며, 공기는 액화되지 않기 때문에 냉동 성능을 저하시키는 원인이 된다. 즉, 주어진 냉매의 공급온도는 표준 끓는점보다 약간 높다고 할 수 있다.

Table 1에는 몇 가지 냉매에 대한 표준 끓는점과 임계온도를 나타내었다. Table 1에 나타난 냉매 중에서 노말 부탄에서 프로필렌 냉매까지는 Fig. 1에 나타난 단일 냉매 냉동사이클에 의한 구성이 가능하다. 하지만 에탄, 에틸렌, 메탄 및 질소 냉매는 단일 냉동 사이클의 구성이 불가능하다. 그 이유는 Fig. 1을 보면 냉매 냉각기에서 사용되는 2차 냉매는 통상적으로 냉각수이다. 냉각수의 공급온도가 32°C이고 회수온도가 40°C라고 하면 냉매 응축기 후단의 온도는 40°C보다 더 높다. 냉매의 임계온도가 92.42°C인 프로필렌 냉매까지는 냉각수를 이용해서 액화가 가능하다. 그러나 임계온도가 32.17°C인 에탄 냉매부터는 냉각수를 이용해서 액화시키는 것이 불가능하다. 즉, 임계온도가 낮은 냉매를 액화시키기 위해서는 냉각수가 아니라 또 다른 냉동 사이클을 이용한 냉매를 사용해서 액화시켜야 한다. Figs. 2, 3에는 2원 및 3원 캐스케이드 냉동 사이클에 대한 개요도를 나타내었다^{4,5)}.

본 연구에서는 Fig. 3과 같은 캐스케이드 냉동 사

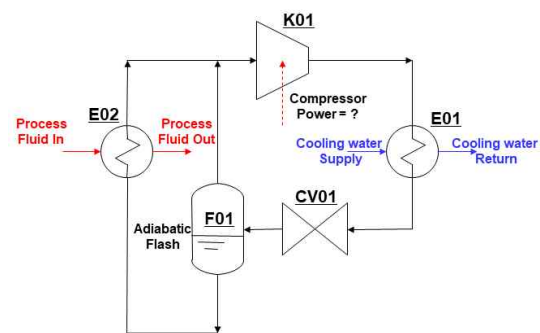


Fig. 1. Schematic diagram for a vapor recompression refrigeration cycle

이클을 공정을 사용해서 메탄, 에틸렌 및 프로판 냉매를 사용한 냉동 사이클에 대한 전산모사를 수행하여 캐스케이드 냉동 공정에서 소모되는 동력을 추산하였으며 이를 LNG의 냉열을 활용할 경우 절감되는 전력비용을 추산하였다.

2. 전산모사

2.1 전산모사 조건의 정립

Table 2에는 메탄과 에틸렌 및 프로판의 공급온도를 나타내었으며, 메탄 냉매 증발기의 heat duty를

Table 1. Normal boiling points for the several refrigerants

Refrigerant	Normal boiling point (°C)	Critical temperature (°C)
nC ₄ H ₁₀	-0.50	151.97
NH ₃	-33.43	132.30
C ₃ H ₈	-42.04	96.68
C ₃ H ₆	-47.69	92.42
C ₂ H ₆	-88.60	32.17
C ₂ H ₄	-103.74	9.19
CH ₄	-161.49	-82.59
N ₂	-195.81	-146.95

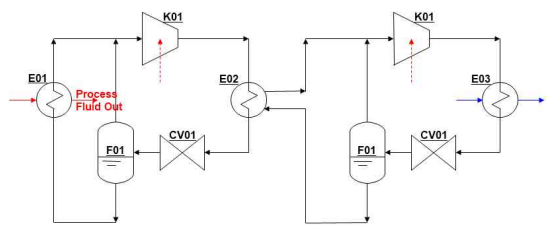


Fig. 2. Schematic diagram for a cascade refrigeration cycle using two refrigerants

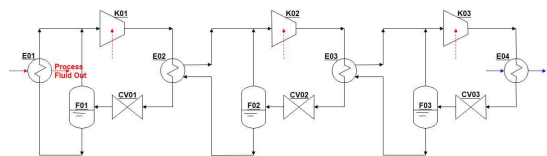


Fig. 3. Schematic diagram for a cascade refrigeration cycle using three refrigerants

1.0×10⁶ kcal/h로 지정하였다. 여기에서는 메탄, 에틸렌 및 프로판 냉매를 이용한 3원 캐스케이드 냉동사이클에 대한 전산모사 절차를 확립하였다.

2.2 메탄 냉동 사이클의 전산모사

Fig. 4에는 Fig. 1의 증기 재압축 냉동 사이클에 적용한 메탄 냉매를 이용한 냉동 사이클을 AVEVA 사 (Cambridge, UK)의 PRO/II with PROVISION V10.2 와 Peng-Robinson 열역학 모델식⁹⁾을 사용한 공정 flow sheet를 나타내었다.

Table 3에는 메탄 냉동 사이클에 대한 전산모사 결과를 요약하여 정리하였다.

2.3 에틸렌 냉동 사이클의 전산모사

Table 3에 의하면 메탄 응축기의 heat duty는

Table 2. Simulation basis

Refrigerant	Supply temperature
Methane	-155°C
Ethylene	-95°C
Propane	-40°C
Methane evaporator heat duty	1.0×10 ⁶ kcal/h

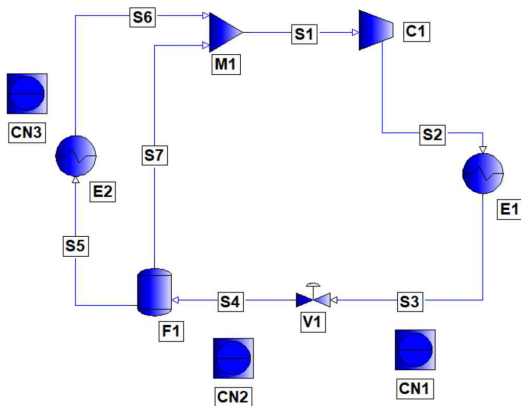


Fig. 4. Process flow sheet drawing for a vapor recompression refrigeration cycle using methane as a refrigerant

2.8042×10⁶ kcal/h이며, 응축기 후단의 온도는 -92°C 이다. 에틸렌의 공급온도가 -95°C이므로 3°C의 온도 차이를 이용해서 메탄 냉매를 액화시킨다. Table 4에는 에틸렌 냉동 사이클에 대한 전산모사 결과를 요약하여 정리하였다.

2.4 프로판 냉동 사이클의 전산모사

Table 4에 의하면 에틸렌 응축기의 heat duty는 4.6942×10⁶ kcal/h이며, 응축기 후단의 온도는 -37°C 이다. 프로판의 공급온도가 -40°C이므로 3°C의 온도 차이를 이용해서 에틸렌 냉매를 액화시킨다. Table 5는 프로판 냉동 사이클에 대한 전산모사 결과를 요약하여 정리하였다.

Table 3. Simulation summary for methane refrigeration cycle

Item	Result
Methane evaporator heat duty	1.0×10 ⁶ kcal/h
Compressor power	2,098.3 kW
Compressor efficiency	70%
Compressor outlet pressure	34.48 bar
Methane condenser heat duty	2.8042×10 ⁶ kcal/h
Methane condenser outlet temperature	-92°C
Joule-Thomson valve outlet pressure	1.645 bar
Methane flow to an evaporator	8,183.6 kg/h
Total methane circulation rate	21,104.7 kg/h

Table 4. Simulation summary for ethylene refrigeration cycle

Item	Result
Ethylene evaporator heat duty	2.8042×10 ⁶ kcal/h
Compressor power	2,198.1 kW
Compressor efficiency	70%
Compressor outlet pressure	16.04 bar
Ethylene condenser heat duty	4.6942×10 ⁶ kcal/h
Ethylene condenser outlet temperature	-37°C
Joule-Thomson valve outlet pressure	1.641 bar
Ethylene flow to an evaporator	24,722.0 kg/h
Total ethylene circulation rate	37,021.0 kg/h

2.5 LNG 냉열을 활용한 3원 캐드케이드 냉동 사이클의 압축기 소요 동력의 절감에 대한 전산모사

메탄, 에틸렌 및 프로판 냉매를 액화시키기 위해서 -163°C로 공급되는 LNG의 공급 압력을 변화시켜서 모두 증발하였을 때, -95°C가 되도록 조절하였다. 본 연구에서 사용된 LNG의 조성 및 원료 공급 조건은 Table 6과 같다^{7,8)}. LNG가 -163°C에서 증발하기 시작해서 모두 증발하였을 때 -95°C가 되면 프로판과 에틸렌 냉매를 모두 액화시키는 것이 가능하다. Table 5에 의하면 프로판 증발기의 heat duty는 4.6942×10^6 kcal/h이며 Table 4에 의하면 에틸렌 증발기의 heat duty는 2.8042×10^6 kcal/h이다.

Fig. 5에는 프로판과 에틸렌 냉매를 액화시키기

Table 5. Simulation summary for propane refrigeration cycle

Item	Result
Propane evaporator heat duty	4.6942×10^6 kcal/h
Compressor power	4,820.3 kW
Compressor efficiency	70%
Compressor outlet pressure	15.558 bar
Propane condenser heat duty	8.8389×10^6 kcal/h
Propane condenser outlet temperature	45°C
Cooling water consumption	1,105 ton/h
Joule-Thomson valve outlet pressure	1.101 bar
Propane flow to an evaporator	45,734.1 kg/h
Total propane circulation rate	96,029.6 kg/h

Table 6. Typical LNG composition in this study

Component	Composition (mol%)
Nitrogen	0.04
Methane	89.26
Ethane	8.64
Propane	1.44
I-butane	0.27
N-butane	0.35
Temperature	-163°C
Pressure	23.724 bar

위한 LNG의 질량유량을 결정하기 위한 PRO/II 플로우시트를 나타내었다. LNG 증발기 후단에서 LNG가 모두 증발되었을 때의 온도가 프로판을 액화시킬 수 있도록 -43°C가 되도록 LNG의 입구의 압력을 조절하였으며, LNG 증발기의 heat duty가 7.4984×10^6 kcal/h가 되도록 LNG의 질량유량을 조절하였다.

Fig. 5의 전산모사 결과에 의하면 필요한 LNG의 질량은 43,445 kg/h로 나타났다.

Fig. 6을 보면 LNG의 heating curve와 에틸렌의 cooling curve는 서로 온도 교차가 일어나지 않는 것을 알 수 있다. 만일 온도 교차가 일어나면 냉매의 공급 온도를 조절해서 온도 교차가 일어나지 않도록 해야 한다.

3. 결 과

-155°C로 공급되는 메탄 냉매의 heat duty가 1.0×10^6 kcal/h인 경우에 메탄을 액화시키기 위해서

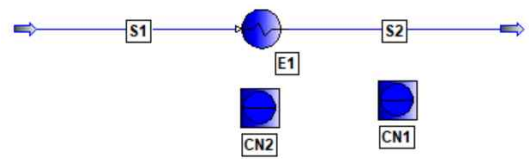


Fig. 5. Process flow sheet drawing for the determination of LNG mass flow rate

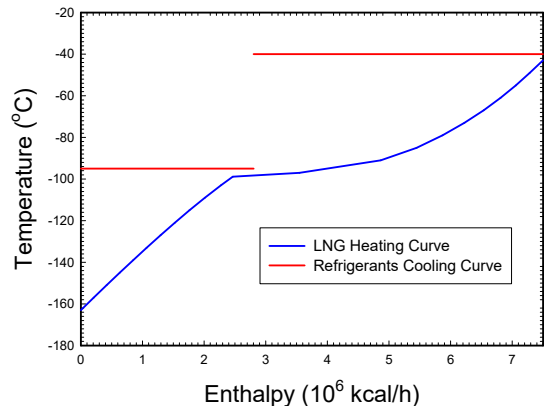


Fig. 6. Heating and cooling curves for LNG and refrigerants

-95°C로 공급되는 에틸렌을 냉매로 에틸렌을 액화시키기 위해서 -40°C로 공급되는 프로판을 냉매로 사용한 3원 캐스케이드 냉동 사이클을 가동할 경우 각각의 냉동 사이클의 압축기에서 소모되는 총 동력은 Table 3-5 사이의 전산모사 결과로부터 9,116.7 kW임을 알 수 있었다. 1년 365일 하루 24시간을 기준으로 하고, 1 kWh 당 산업용 전기료를 100원이라고 하였을 때 연간 소모되는 전력비용은 다음의 식 (1)과 같다.

$$9,116.7 \text{ kW} \times \frac{(365 \text{ day})(24 \text{ h})}{(1 \text{ yr})} \times \frac{(100 \text{ 원})}{(1 \text{ kWh})} = 7,986,229,200 \text{ 원/년} \quad (1)$$

한편 LNG 냉열을 사용해서 에틸렌 및 프로판 냉동 사이클에서 소모되는 동력을 절감할 수 있기 때문에 3원 캐스케이드 냉동 사이클에서 절감되는 동력은 7,018.4 kW 가량임을 알 수 있다. 따라서 연간 절감되는 동력비용은 다음의 식 (2)와 같다.

$$7,018.4 \text{ kW} \times \frac{(365 \text{ day})(24 \text{ h})}{(1 \text{ yr})} \times \frac{(100 \text{ 원})}{(1 \text{ kWh})} = 6,148,118,400 \text{ 원/년} \quad (2)$$

시간당 필요한 LNG의 질량유량이 43,445 kg/h이므로 LNG 1톤 당 함유되어 있는 냉열 가격은 16,155원 가량임을 알 수 있다.

4. 결 론

본 연구에서는 메탄, 에틸렌 및 프로판으로 구성된 3원 캐스케이드 냉동 사이클에서 소모되는 동력 비용을 전산모사를 통해 구현하였으며, LNG 냉열을 사용해서 에틸렌 및 프로판 냉동 사이클에서 절감되는 동력을 산출하였다. 본 연구를 통해서 도출한 결론은 다음과 같다.

첫째, -155°C로 공급되는 메탄 냉매 증발기의 heat duty가 1.0×10^6 kcal/h인 경우, 각각의 압축기에서 소모되는 총 동력은 9,116.7 kW임을 알 수 있었다.

둘째, 9,116.7 kW의 소요 동력은 1년 365일, 하루 24시간을 가정하고 1 kWh 당 산업용 전력비용을

100원이라고 하였을 때, 연간 소요되는 전력비용은 약 80억가량이 되는 것을 알 수 있었다.

셋째, -163°C로 공급되는 LNG가 완전히 증발하였을 때, 프로판을 액화시킬 수 있는 온도인 -43°C가 되도록 LNG의 공급 압력을 조절하였을 때, 필요한 LNG의 질량유량은 43,445 kg/h이며, 절감되는 전력량은 7,018.4 kW이고 절감되는 전력비용은 약 61억 이상이며, 이때 LNG 1 ton에 포함되어 있는 냉열 가격은 16,155원인 것을 알 수 있었다.

References

1. S. G. Lee, "Natural gas liquefaction process design using HYSYS", A-JIN, Korea, 2017, pp. 1-5.
2. Y. W. Kim, I. S. Park, and J. H. Cho, "A Study on the price evaluation per 1 ton of liquefied natural gas according to the refrigerants supply temperature in the electric refrigerator", Vol. 30, No. 5, 2019, pp. 473-477, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2019.30.5.473>.
3. S. I. Sandler, "Using Aspen Plus in thermodynamics in-struction, a step-by-step guide", John Wiley & Sons, USA, 2015, pp. 10-33.
4. S. H. Kim and J. H. Cho, "A simulation study on the cascade refrigeration cycle for the liquefaction of natural gas [1]", JK AIS, Vol. 12, No. 1, 2011, pp. 552-558, doi: <https://doi.org/10.5762/KAIS.2011.12.1.552>.
5. J. H. Cho and Y. M. Kim, "A simulation study on the cascade refrigeration cycle for the liquefaction of the natural gas [2]: an application to the multistage cascade refrigeration cycle", JK AIS, Vol. 12, No. 2, 2011, pp. 1013-1019, doi: <https://doi.org/10.5762/KAIS.2011.12.2.1013>.
6. D. Y. Peng and D. B. Robinson, "A new two-constant equation of state", Ind. Eng. Chem. Fundam., Vol. 15, No. 1, 1976, pp. 59-64, doi: <https://doi.org/10.1021/i160057a011>.
7. Y. W. Kim, J. S. Lee, J. J. Lee, D. S. Kim, and J. H. Cho, "Optimization study on the open-loop rankine cycle for cold heat power generation using liquefied natural gas", Trans. of Korean Hydrogen and New Energy Society, Vol. 28, No. 3, 2017, pp. 295-299, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2017.28.3.295>.
8. J. H. Cho, J. H. Noh, and D. S. Kim, "A study on the estimation of carbon dioxide generation during high purity production according to natural gas composition", Trans. of Korean Hydrogen and New Energy Society, Vol. 30, No. 6, 2019, pp. 485-489, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2019.30.6.485>.