



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)

공학석사 학위논문

LNG 액화 사이클 특성 분석에 관한 연구

A Study for Characteristic Analysis of LNG
Liquefaction Cycle



지도교수 도 덕 희

2016 년 8 월

한국해양대학교 해사산업대학원

기계시스템공학과

유 권 준

본 논문을 유권준의 공학석사 학위논문으로 인준함.



위원장 이 상 득
위원 도 덕 희
위원 최 재 혁



2016년 06월 24일

한국해양대학교 해사산업대학원

목 차

List of Tables	iv
List of Figures	v
Abstract	vii

1. 서 론

1.1 연구배경	1
1.2 연구 목적	2

2. LNG-FPSO 이해

2.1 LNG 산업이해	3
2.2. LNG 생산 및 수송	5
2.3. LNG-FPSO 공정	8
2.4 LNG-FPSO 액화공정	12
2.5 LNG-FPSO 프로젝트 소개	17
2.5.1 FLEX LNG	18
2.5.2 SBM FLNG	19
2.5.3 Höegh LNG	20
2.5.4 Shell FLNG	21

3. LNG 액화 이론 및 공정 분류	
3.1 LNG 액화의 기본 원리	23
3.2 냉동 사이클(Cycle)의 이해	29
3.2.1 Ideal Vapor Compression Refrigeration Cycle	30
3.2.2 Cascade Cycle	33
3.2.3 Reverse Brayton Cycle(Gas Refrigeration Cycle)	34
3.3 LNG 액화 공정 분류	35
3.3.1 순수냉매(Pure Refrigerant)와 혼합냉매(Mixed Refrigerant)	36
3.3.2 Cooling/Heating Curve	37
3.3.3 Cooling/Heating Curve를 Matching해야 하는 이유	39
3.3.4 Number of Cycle	40
3.4 냉동사이클의 열통합	40
3.5 천연가스 액화공정 사이클	44
3.5.1 SMR(Single Mixed Refrigerant) 사이클	44
3.5.2 C ₃ MR(Propane-Precooled Mixed Refrigerant) 사이클	45
3.3.3 DMR(Dual Mixed Refrigerant) 사이클	46
3.3.4 CCP(Classical Cascade Process)	48
3.3.5 MFC(Mixed Fluid Cascade Cycle)	49
3.3.6 질소 팽창기 사이클(Nitrogen Expander Cycle)	50
4. LNG 공정의 크기와 특징	
4.1 Small/Mid Scale	54
4.1.1 Single Mixed Refrigerant Process	55
4.1.2 N ₂ Dual Expander Process	57
4.1.3 Open Expander Process	58
4.1.4 Mid Scale 액화 Process Summary	58
4.2 Large Scale	59
4.2.1 C ₃ MR	60

4.2.2 Liquefin TM Process	61
4.2.3 MFCP(Mixed Fluid Cascade Process)	62
4.2.4 AP-X	63
4.3 LNG 액화 공정 비교 Summary	64
5. 미니 LNG용 액화 사이클 특성 분석	
5.1 천연가스(Natural Gas, NG)의 정의	67
5.2 LNG(Liquid Natural Gas)의 정의	69
5.3 미니 LNG의 정의	70
5.3.1 소형 부유식 LNG 생산설비	70
5.3.2 Mini급 LNG 운반선	71
5.3.3 Mini LNG FSRPU	71
5.4 미니 LNG 액화 방식	72
5.5 미니 LNG 액화 사이클 최적화 방안	73
5.6 SMR Cycle과 C ₁ -N ₂ Expander Cycle의 비교 분석	76
5.6.1 SMR 사이클(Cycle) 특성 분석	77
5.6.2 N ₂ Expander Cycle 특성 분석	78
5.6.3 SMR Cycle과 N ₂ Expander Cycle 특성 분석	80
5.6.4 SMR Cycle과 N ₂ Expander Cycle 장단점	82
6. 결론	
6.1 요약	83
6.2 향후 과제	83
감사의 글	84
참고문헌	85

List of Tables

Table 1	Comparison of LNG-FPSO vs Onshore LNG Plant	7
Table 2	Component Condition of Common LNG	11
Table 3	Liquefaction Process of Onshore LNG Plant for Duty Base	13
Table 4	Liquefaction Process for LNG-FPSO Project	14
Table 5	Comparison of Natural Gas Liquefaction Cycle	15
Table 6	Comparison of KSMR Process for 2MTPA Production Capacity	16
Table 7	Ongoing LNG-FPSO Project	17
Table 8	Range of Cooling Temperature for Refrigerants(Smith, 2005) ...	26
Table 9	Classification of the Liquefaction Process	36
Table 10	Liquefaction Process Technology for Onshore Plant	54
Table 11	Mid Scale Liquefaction Process Summary	59
Table 12	Comparison of Liquefaction Process(1)	65
Table 13	Comparison of Liquefaction Process(2)	66
Table 14	Physical and Chemical Properties of Natural Gas(1)	68
Table 15	Physical and Chemical Properties of Natural Gas(2)	69
Table 16	Characteristic of everse Brayton Process	74
Table 17	Comparison of SMR Cycle vs C_1N_2 Expander Cycle	82

List of Figures

Fig. 2.1 Conventional LNG Value Chain	5
Fig. 2.2 Onshore LNG Plant & Offshore LNG-FPSO	6
Fig. 2.3 Schematic Diagram of LNG-FPSO Subsea Gas Equipment	8
Fig. 2.4 Main Equipment of LNG-FPSO(Flex LNG-FPSO: SHI)	9
Fig. 2.5 Process Flow Chart of LNG-FPSO	10
Fig. 2.6 Natural Gas Liquefaction Process for LNG-FPSO	15
Fig. 2.7 Airscape of FLEX LNG Procedure	18
Fig. 2.8 Airscape of SBM의 FLNG	19
Fig. 2.9 Airscape of Höegh LNG	21
Fig. 2.10 Airscape of Shell의 Prelude FLNG	22
Fig. 3.1 A Simple Refrigeration Cycle	24
Fig. 3.2 Structural Evolution of a Simple Refrigeration Cycle	27
Fig. 3.3 MR (Mixed Refrigerants) Cycle	28
Fig. 3.4 Refrigeration Cycle	30
Fig. 3.5 Ideal Vapor Compression Refrigeration Cycle	31
Fig. 3.6 Joule Thompson Effect	32
Fig. 3.7 Joule-Thomson Coefficient Alteration of Various Gases	33
Fig. 3.8 Cascade Refrigeration Cycle	34
Fig. 3.9 Reverse Brayton Cycle	35
Fig. 3.10 Natural Gas Refrigerant Cooling Curve	38
Fig. 3.11 Using Grand Composite Curve for the Design of Refrigeration Cycles	41
Fig. 3.12 Combining Various Design Options of Refrigeration Cycles	44
Fig. 3.13 SMR (Single Mixed Refrigerant) Cycle	45
Fig. 3.14 C ₃ MR (Propane-Precooled Mixed Refrigerant) Cycle	46
Fig. 3.15 DMR(Dual Mixed Refrigerant) Cycle	47

List of Figures

Fig. 3.16 CCP(Classical Cascade Process)	48
Fig. 3.17 MFC(Mixed Fluid Cascade) Cycle	50
Fig. 3.18 Nitrogen Expander Cycle	51
Fig. 4.1 SMR(B&V)	53
Fig. 4.2 LiMuM(Linde)	56
Fig. 4.3 N ₂ Dual Expander Process	57
Fig. 4.4 OCX(Open Cycle Expander) Process	58
Fig. 4.5 C ₃ MR(APCI)	61
Fig. 4.6 Axens Liquefaction Process	62
Fig. 4.7 Statoil Linde Mixed Fluid Cascade Process(MFCP)	63
Fig. 4.8 AP-X Liquefaction Process	64
Fig. 5.1 Mini LNG Tanker	71
Fig. 5.2 Mini Scale Liquefaction Plants	71
Fig. 5.3 LNG Cost Challenge	72
Fig. 5.4 LNG Efficiency Challenge	73
Fig. 5.5 Diagram of Reverse Brayton process	74
Fig. 5.6 Single Expander Process	75
Fig. 5.7 Dual N ₂ Expander Process	76
Fig. 5.8 SMR(B&V) Cycle	76
Fig. 5.9 C ₁ -N ₂ Dual Expander(CB&I) Cycle	76
Fig. 5.10 Mollier Diagram(P-H Diagram) of SMR Cycle	77
Fig. 5.11 Temperature Alteration of SMR Cycle	78
Fig. 5.12 Mollier Diagram(P-H Diagram) of N ₂ Expander Cycle	79
Fig. 5.13 Temperature Alteration of N ₂ Expander Cycle	80
Fig. 5.14 Efficiency Comparison of SMR Cycle vs N ₂ Expander Cycle	81
Fig. 5.15 Production Comparison of SMR Cycle vs N ₂ Expander Cycle	81

<영문초록>

Environmental Regulations are getting stricter at worldwide, it is inevitable to avoid Global Environmental restriction regarding Nitrogen Oxides(NO_x), Sulfur Oxide(SO_x) and fine Particulate Matter(PM) which are released from the vessel, bunker-C oil fueled for propulsion. So, LNG Propulsion Vessel is strongly required. LNG fueled vessels are welcomed as eco-friendly energy by showing lower emission quantities than 20% of CO_2 , 80% of Nitrogen Oxides(NO_x) and 80% of Sulfur Oxide(SO_x) compared with bunker-C oil fueled vessels. At this research, LNG Liquefaction Cycle which will be referenced for Mini LNG Vessel(Tank capacity within $5,000\text{m}^3$, the ability of the re-liquefaction apparatus 1 ~ 10 tonnes/day) is studied to reach Optimized Mini LNG Vessel and LNG Bunkering Vessel, that are low priced and efficient, with analysis for LNG Liquefaction Cycle characteristics. LNG liquefaction process that can be applied at Mini LNG industry, is explained by the result that followed comparison of Process' s Pros & Cons and characteristics based on SMR Process and N_2 Expander Process extensively at Small & Middle Scale.

Key Words: Mini LNG Vessels; LNG Bunkering; SMR Cycle; N_2 Expander Cycle; LNG

<국문초록>

세계적으로 환경 규제가 강화되고 있으며, 기존의 벙커C유를 추진선박의 연료로 사용하는 경우에는 선박에서 발생하는 질소산화물(NO_x), 황산화물(SO_x) 그리고 미립자(PM)에 대한 국제적인 환경규제를 해결할 수 없다. 따라서 LNG 추진선박의 도입이 필수이며, LNG 연료는 기존 벙커C유 대비 CO_2 발생은 20%, 질소산화물(NO_x) 발생 80%, 황산화물(SO_x) 발생 90% 이상 절감이 가능한 친환경 에너지원으로 각광받고 있다. 본 연구에서는 미니 LNG 선박(Tank 용량 $5,000\text{M}^3$ 이내, 재액화 장치의 능력 1~10tonnes/day)을 위한 LNG 액화 사이클 특성을 분석하여 경제적이고 효율적인 최적의 미니 LNG 선박과 LNG Bunkering 선박에 적용하기 위한 LNG 액화 사이클을 찾아 연구하였다. 미니 LNG 산업에 적용 가능한 LNG 액화 공정은 중/소형에서 널리 적용되고 있는 SMR 공정과 N_2 Expander 공정에 대한 실험자료를 토대로 공정의 장단점 및 특성을 비교 분석하여 그 연구 결과를 설명하였다.

주제어: 미니 LNG 선박; LNG Bunkering; SMR Cycle; N_2 Expander Cycle; LNG

제 1 장 서 론

1.1 연구배경

국제해사기구(IMO, International Maritime Organization)는 선박 및 해양 분야의 환경규제를 강화하고 있으며, 특히 선박의 연료의 황 함유량을 현재 최대 4.5% 수준에서 2020년까지 0.5%까지 줄이는 등 지속적으로 규제를 강화할 계획이다. 세계 각국은 해운·항만물류 분야에서 2050년까지 CO₂ 배출량 50% 감축을 목표로 설정하였으며 국내에서는 30% 저감 목표를 설정하여 탄소배출 저감을 위한 녹색산업 체제를 강화하고 있다. 2010년 국제해사기구(IMO)는 발틱해를 시작으로 배출통제지역(ECA, Emission Control Area)을 설정하고 선박에서 발생하는 질소산화물(NO_x), 황산화물(SO_x) 그리고 미립자(PM, Particular Matter)를 획기적으로 줄이도록 사전 공지와 함께 입법 활동을 추진하였다. 현재까지 IMO에 통보된 배출통제지역(ECA)은 발틱해, 북해해역, 북미지역 연안 해역이다. ECA 지역은 점차 확대되고 있으며, ECA내 배출가스 규제강도가 지속적으로 높아지고 있다. 2016년부터 본격적으로 ECA가 발효됨으로써 신규 도입 선박은 IMO 규제를 만족해야 한다. 이 문제를 해결하기 위한 방안은 기존의 병커C유 엔진 선박으로는 불가능하다는 것이 전문가들의 대체적 의견이다.

따라서 LNG(Liquefied Natural Gas)연료 추진선박의 도입은 선택이 아닌 필수가 되었다. LNG는 기존 방카C유 대비 CO₂ 발생은 약 20%, 질소산화물(NO_x) 발생 80%, 황산화물(SO_x) 발생 90% 이상 절감이 가능한 친환경에너지원으로 각광 받고 있다. LNG를 연료로 사용하기 위해서는 LNG 생산을 위한 설비와 LNG를 운송하기 위한 선박 및 LNG를 연료로 하는 선박 엔진 등 산업이 함께 성장해야 한다.

그밖에도 LNG 등의 액화가스를 저장하는 저장탱크를 구비한 해상 구조물에 대하여, 저장탱크에서 지속적으로 발생하는 증발가스를 효율적으로 처리하되, 플래시 가스의 발생을 억제할 수 있는 방법에 대한 연구 개발이 계속해서 이루

어질 필요가 있다. 이러한 기술을 토대로 미니 LNG선이나 벙커링(bunkering) 선박을 개발하여 대형 LNG선이 운항할 수 없는 도서지역에 LNG를 공급하거나, LNG를 연료로 사용하는 선박에 벙커링을 할 수 있는 선박이 필요하다.

1.2 연구 목적

세계 각국은 해운·항만물류 분야에서 2050년까지 CO₂ 배출량 50% 감축을 목표로 설정하였으며 국내에서는 30% 저감 목표를 설정하여 탄소배출 저감을 위한 녹색산업 체제를 강화하고 있다. 2010년 IMO는 발틱해를 시작으로 배출통제 지역(ECA)을 설정하고 선박에서 발생하는 질소산화물(NO_x), 황산화물(SO_x) 그리고 PM(미립자)을 획기적으로 줄이도록 사전 공지와 함께 입법 활동을 추진하였다. 이 문제를 해결하기 위한 방안은 기존의 벙커C유 엔진 선박으로는 불가능하다는 것이 전문가들의 대체적 의견이다. 따라서 LNG연료 추진선박의 도입은 선택이 아닌 필수이다.

LNG는 기존 방카C유 대비 CO₂ 발생은 약 20%, 질소산화물(NO_x) 발생 80%, 황산화물(SO_x) 발생 90% 이상 절감이 가능한 친환경에너지원으로 각광받고 있다. 이러한 추세에 맞물려 전 세계적으로 LNG연료 추진선박과 LNG 벙커링 선박에 대한 관심이 급증하고 있다. LNG 벙커링과 LNG연료 추진선박 분야는 초기 단계로 우리가 선제적으로 대응한다면 친환경 해운·항만물류 분야에서 우위를 점할 수 있을 것이다. 해운·항만물류 분야의 강국을 지향하는 우리나라는 향후 허브 항만의 지위를 점하고 지속적인 성장을 위해 국가미래전략사업의 한 영역으로 LNG 벙커링 사업을 추진해야 할 필요가 있다.

그리고 LNG 벙커링은 효율성, 활용도, 항만의 환경, 지역민원 등을 고려한다면 부유식(floating type)이 가장 적절할 것으로 판단된다. 본 연구에서는 미니 LNG 선박을 위한 LNG 액화 사이클 특성을 분석하여 경제적이고 효율적으로 미니 LNG 선박과 Bunkering 선박에 적용할 수 있는 LNG 액화 사이클 시스템을 찾아 연구하는데 목적이 있다.

2장 LNG-FPSO 이해

2.1 LNG 산업이해

최근에 LNG(Liquefied Natural Gas)나 LPG(Liquefied Petroleum Gas) 등의 액화가스의 소비량이 전 세계적으로 급증하고 있는 추세이다. 액화가스는, 육상 또는 해상의 가스배관을 통해 가스 상태로 운반되거나, 또는, 액화된 상태로 액화가스 운반선에 저장된 채 원거리의 소비처로 운반된다. LNG나 LPG 등의 액화가스는 천연가스 혹은 석유가스를 극저온(LNG의 경우 대략 -163°C)으로 냉각하여 얻어지는 것으로 가스 상태일 때보다 그 부피가 대폭적으로 감소되므로 해상을 통한 원거리 운반에 매우 적합하다.

액화가스 운반선은, 액화가스를 싣고 바다를 운항하여 육상 수요처에 이 액화가스를 하역하기 위한 것이며, 이를 위해, 액화가스의 극저온에 견딜 수 있는 저장탱크(흔히, '화물창'이라 함)를 포함한다. 이와 같이 극저온 상태의 액화가스를 저장할 수 있는 저장탱크가 마련된 해상 구조물의 예로서는 액화가스 운반선 이외에도 LNG RV(Regasification Vessel)와 같은 선박이나 LNG FSRU(Floating Storage and Regasification Unit), LNG FPSO (Floating, Production, Storage and Off-loading)와 같은 구조물 등을 들 수 있다. LNG RV는 자력 항해 및 부유가 가능한 액화가스 운반선에 LNG 재기화 설비를 설치한 것이고, LNG FSRU는 육상으로부터 멀리 떨어진 해상에서 LNG 수송선으로부터 하역되는 액화 천연가스를 저장탱크에 저장한 후 필요에 따라 액화 천연가스를 기화시켜 육상 수요처에 공급하는 해상 구조물이다. 그리고 LNG FPSO는 채굴된 천연가스를 해상에서 정제한 후 직접 액화시켜 저장탱크 내에 저장하고, 필요시 이 저장탱크 내에 저장된 LNG를 LNG 수송선으로 옮겨 싣기 위해 사용되는 해상 구조물이다. 본 명세서에서 해상 구조물이란, 액화가스 운반선, LNG RV 등의 선박을 비롯하여, LNG FPSO, LNG FSRU 등의 구조물까지도 모두 포함하는 개념이다.

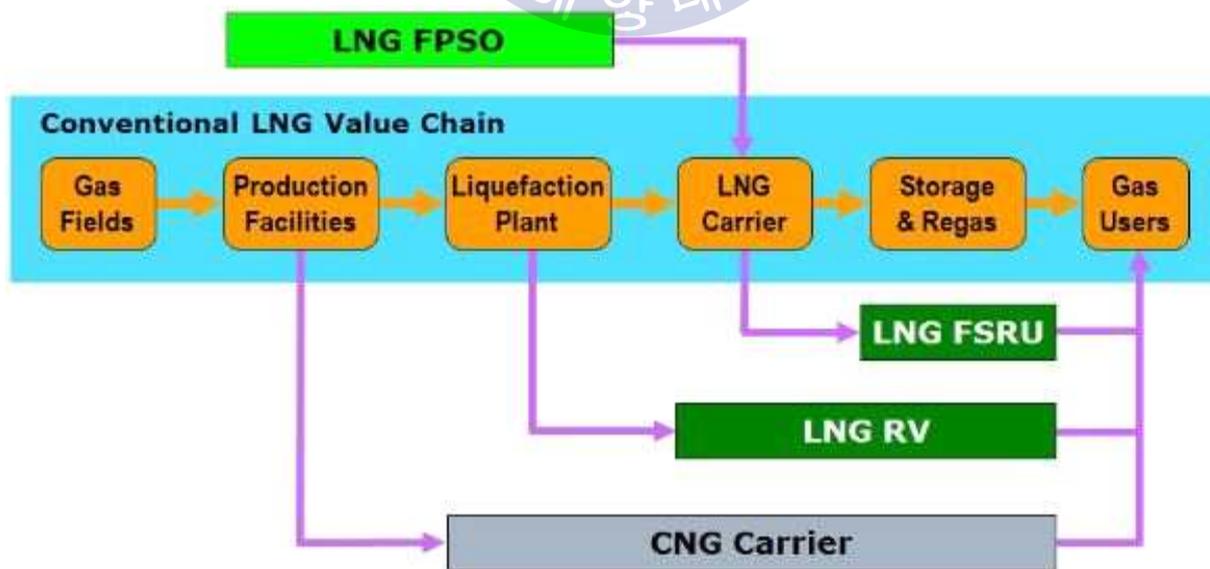
천연가스의 액화온도는 상압에서 약 -163°C 의 극저온이므로, LNG는 그 온도가 상압에서 -163°C 보다 약간만 높아도 증발된다. 종래의 LNG 운반선의 경우를 예를 들어 설명하면, LNG 운반선의 LNG 저장탱크는 단열처리가 되어 있는 하지만, 외부의 열이 LNG에 지속적으로 전달되므로, LNG 운반선에 의해 LNG를 수송하는 도중에 LNG가 LNG 저장탱크 내에서 지속적으로 기화되어 LNG 저장 탱크 내에 증발가스(BOG, Boil-Off Gas)가 발생한다. 발생한 증발가스는 저장탱크 내의 압력을 증가시키며 선박의 요동에 따라 액화가스의 유동을 가속시켜 구조적인 문제를 발생시킬 수 있기 때문에, 증발가스의 발생을 억제할 필요가 있다. 이전에는 액화가스 운반선의 저장탱크 내에서의 증발가스를 억제하기 위해, 증발가스를 저장탱크의 외부로 배출시켜 소각해 버리는 방법, 증발가스를 저장탱크의 외부로 배출시켜 재액화 장치를 통해 재액화시킨 후 다시 저장탱크로 복귀시키는 방법, 선박의 추진기관에서 사용되는 연료로서 증발가스를 사용하는 방법, 저장탱크의 내부압력을 높게 유지함으로써 증발가스의 발생을 억제하는 방법 등이 단독으로 혹은 복합적으로 사용되고 있었다. 증발가스 재액화 장치가 탑재된 종래의 해상 구조물의 경우, 저장탱크의 적정 압력 유지를 위해 저장탱크 내부의 증발가스를 저장탱크 외부로 배출시켜 재액화 장치를 통해 재액화시키게 되는데, 재액화 작업이 이루어지기 전에 증발가스를 대략 4 내지 8 bara(absolute pressure) 정도의 저압으로 압축시켜 재액화 장치로 공급한다. 압축된 증발가스는 질소 냉동 사이클을 포함하는 재액화 장치에서 초저온으로 냉각된 질소와의 열교환을 통해 재액화된 후 저장탱크로 복귀된다. 증발가스의 재액화 효율을 높이기 위해서는 증발가스를 높은 압력으로 압축시키는 것이 바람직하지만, 저장탱크에 저장된 LNG는 상압 상태를 유지하고 있기 때문에 재액화된 액화증발가스의 압력이 지나치게 높으면 저장탱크에 복귀할 때 플래시 가스(flash gas)가 발생하게 된다. 따라서 재액화 효율은 낮지만 상기한 4 내지 8 bara 정도의 저압으로 증발가스를 압축할 수밖에 없다는 문제가 있다.

한편, 질소 냉동 사이클은 냉매로서 질소가스(N_2)를 사용하여 액화 효율이 낮은 문제가 있고, 혼합냉매 사이클은 냉매로서 질소와 탄화수소 가스 등이 혼합된 냉매를 사용하기 때문에 안정성이 떨어지는 문제가 있다. 더욱 상세하게는,

종래의 선박이나 해상 플랜트 등의 해상용 LNG 재액화 장치에서는 터보 팽창기(turbo expander) 방식의 질소 역브레이튼 사이클(N₂ Reverse Brayton Cycle)을 구현하여 증발가스를 재액화하였고, 육상용 LNG 액화 플랜트에서는 혼합냉매를 이용하는 줄-톰슨 냉동 사이클(Joule Thompson Refrigeration Cycle)을 구현하여 천연가스를 액화시켰다. 해상용으로 사용하던 질소 역브레이튼 사이클은 상대적으로 장치의 구성이 단순하여 공간이 한정된 선박이나 해상 구조물에서 유리하지만 효율이 낮은 문제가 있고, 육상용으로 사용하던 혼합냉매 줄-톰슨 냉동 사이클은 상대적으로 효율이 높지만 혼합냉매의 특성상 기액상태가 동시에 존재할 때 이를 분리하기 위한 세퍼레이터(separator)를 사용해야 하는 등 장치 구성이 복잡해지는 문제가 있다. 하지만 이러한 재액화 방식은 아직 많이 사용되고 있다.

2.2 LNG 생산 및 수송

[1]LNG의 생산 및 수송, 그리고 소비에 있어서, 천연가스가 가스전에서 생산되어서 멀리 떨어진 다른 소비국으로 이송되는 여러 가지 방법을 [Fig. 2.1]에 나타내었다.

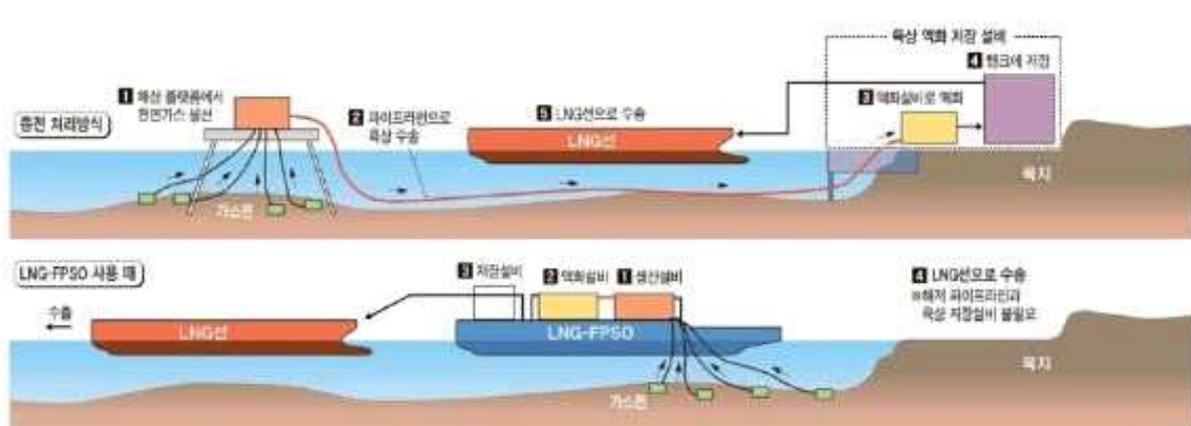


[Fig. 2.1] Conventional LNG Value Chain

기존의 방법에서는 가스전에서 가스를 포집 및 처리하는 생산설비를 지나서 액화설비에서 액화된 이후에 LNG선박을 이용하여 소비국으로 이동이후 저장 및 재기화(regasification) 설비를 거쳐서 사용자에게 전달된다. 이러한 전통적인 방법에 있어서 LNG 설비의 건설 및 운영이 어려운 조건들, 예를 들면 육상으로부터 거리가 멀거나, 기술자의 부족, 거주시설이나 기반시설의 취약, 환경적 제약 등의 문제로 해양설비로의 대안을 찾는 경우가 있다.

LNG-FPSO는 육상의 LNG플랜트를 해상의 바지선 위에 올려놓는 형태이고, LNG-FSRU는 육상의 LNG터미널을 해상의 바지선 위에 올려놓는 형태이다. RV(Regasification Vessel)의 경우는 LNG선박과 LNG터미널의 기능이 합쳐진 형태이다. 또한, 이러한 LNG플랜트 및 LNG터미널의 기능을 하나의 배 위에 구현하는 방법인 PLNG(Pressurized Liquefied Natural Gas)와 CNG(Compressed Natural Gas)의 방법이 있다. 각각의 방법은 여러 기능을 하나의 배위에서 구현한다는 장점이 있으나, 공간 및 시간상의 제약으로 인한 한계도 갖고 있다.

가스전이 근해에 있더라도 LNG플랜트가 육상에 있는가 혹은 해상에 있는가에 따라 차이가 생기는데 [Fig. 2.2]에 육상의 LNG플랜트와 해상의 LNG-FPSO의 비교 개념을 표현하였다. 종전의 육상용 LNG플랜트에서, 가스전에서 포집된 가스는 해상플랫폼에서 하이드레이션(hydration) 방지 처리가 된 이후에 파이프라인으로 육상의 LNG플랜트까지 이송된다.



[Fig. 2.2] Onshore LNG Plant & Offshore LNG-FPSO

액화가 된 LNG는 저장설비에 저장되었다가 LNG선박으로 하역된다. 이에 비하

여 해상용 LNG-FPSO의 경우, 가스전에서 포집된 가스는 LNG-FPSO로 이송된 이후에 액화 및 저장되었다가 LNG선박으로 하역된다. [Fig. 2.2]에 나타나듯이, 그 설비가 육상 혹은 해상에 위치한다는 차이점으로 인하여 천연가스의 처리 및 액화, 그리고 저장 및 하역에 있어서 많은 차이가 있는데 <Table 1>에 LNG-FPSO와 육상 LNG플랜트의 비교를 나타내었다.

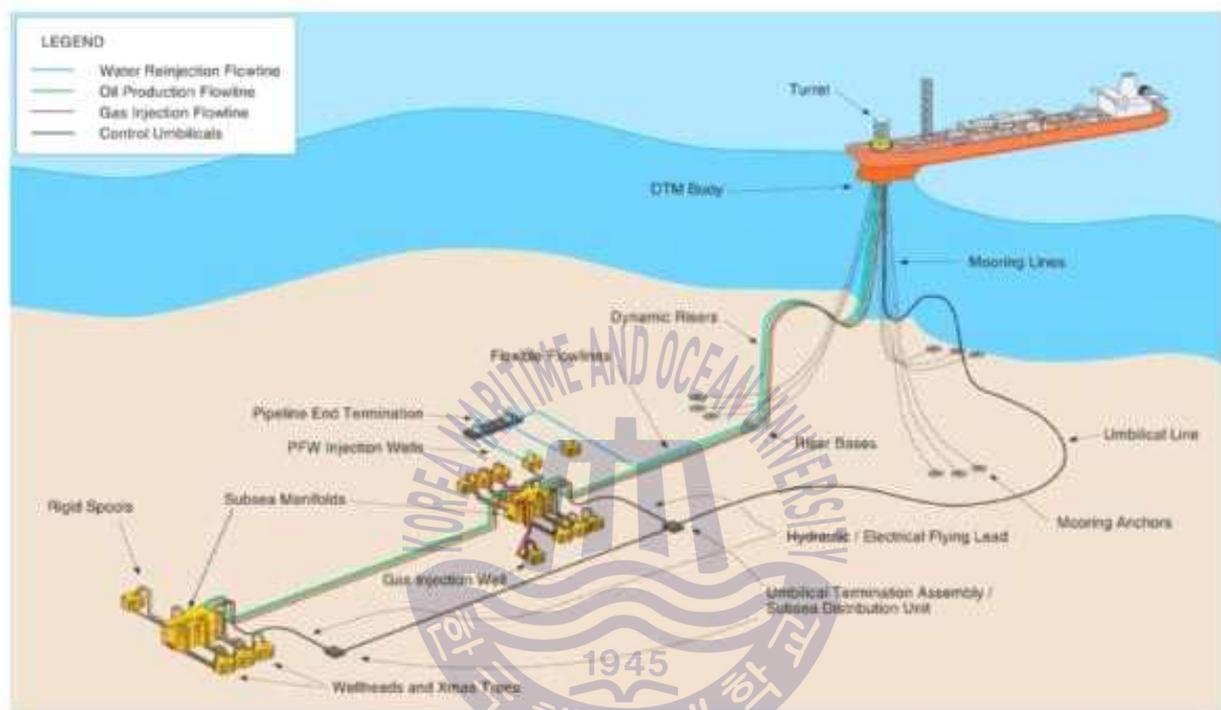
<Table 1> Comparison of LNG-FPSO vs Onshore LNG Plant

항목	육상 LNG 플랜트	LNG-FPSO
건설방법	액화플랜트 건설 현지에서 제작, 설치	조선소에서 건조 후 현지로 이동하여 설치
파이프라인	필요(가스전-액화플랜트)	불필요
이동성	고정식 육상 플랜트로 이동성 없음	가스전 생산완료 후 타 가스전으로 이동하여 재사용 가능
대상가스전	대규모 가스전(보통 5Tcf 이상)	중규모 가스전(1~5 Tcf)
트레인용량	연산 2~8백만톤	연산 1~3.5백만톤

해양 석유전에서는 석유와 같이 가스가 나오는 경우가 있는데, 그 가스를 유전에 재주입하기가 어렵거나 활용하는 경제성이 낮기 때문에 Flaring하는 경우가 있다. LNG-FPSO의 가장 좋은 활용도는 이렇게 Flaring하고 있는 가스를 액화하여 상업적 가치를 갖게 하는 것이다. 현재 브라질의 Tupi 유전이 가장 큰 유전으로 알려져 있다. Tupi 유전은 많은 양의 CO₂와 석유 동반가스(associated gas)를 갖고 있으나, 매우 깊은 심해(6000 feet 이상)에 위치하고 있기에 LNG-FPSO가 매우 적합한 방법으로 평가되고 있는 유전이다. 아무런 기반시설이 없는 오지에 LNG액화플랜트를 건설하고 운영하는 것에는 많은 난관이 존재한다. 육지에서 멀리 떨어진 Tupi 나 Browse LNG, Sunrise LNG, 그리고 Prelude LNG와 같은 경우 LNG-FPSO를 우선적으로 고려할 수 있다. 또한, 중·소규모 혹은 오지 가스전의 경우에도 LNG-FPSO를 일차적으로 고려할 수 있다. 가스전 개발의 경제성 분석에 있어서 육상용 LNG플랜트를 대신하여 LNG-FPSO를 고려하는 매우 중요한 요인은 부족한 기반시설과 적절한 노동자를 구하기 힘든 경우이다.

2.3 LNG-FPSO공정

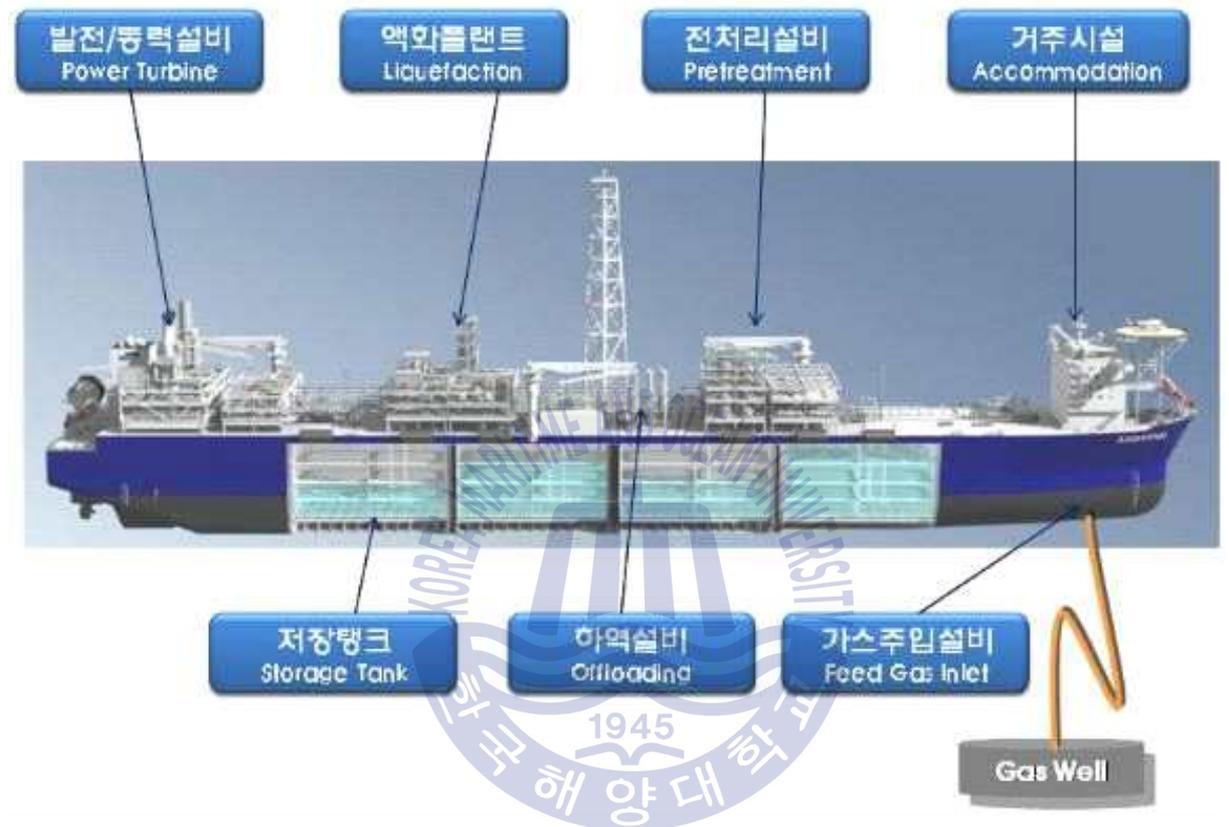
[1] LNG-FPSO공정은 가스전에서 가스를 받아서 이를 해상에서 액화하여 LNG 선박으로 하역한다. 해저의 가스전에서부터 LNG-FPSO까지의 해저가스전에 대한 공정 개념도를 [Fig. 2.3]에 나타내었다.



[Fig. 2.3] Schematic Diagram of LNG-FPSO Subsea Gas Equipment

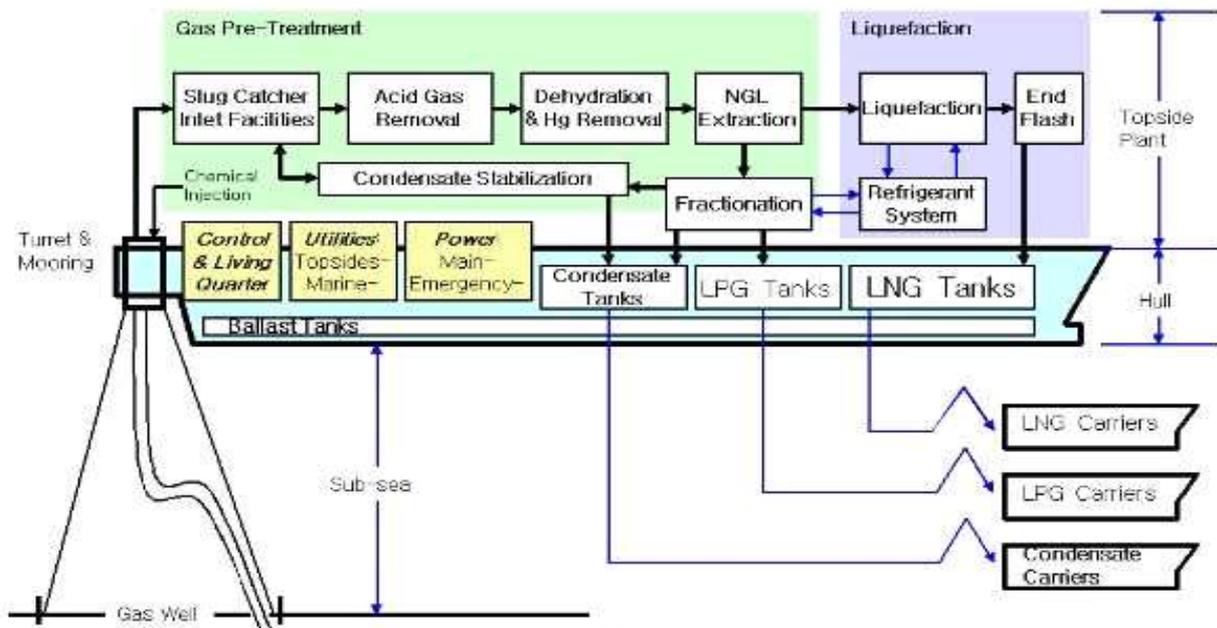
해저 땅속에 있는 천연가스는 가스전과 크리스마스트리, 그리고 해저 Manifold 들을 거쳐서 Riser Base에 도달한다. Riser Base는 LNG-FPSO와 연결하기 위한 해저의 천연가스 집결지이며 LNG-FPSO와는 Riser로 연결된다. Riser는 LNG-FPSO의 무어링(mooring)과 연결되며, 해저 가스전에서 LNG-FPSO로 천연 가스를 전송하는 특수 배관이다. 해저 가스전 시스템에서 Umbilical 라인은 해 저 시스템을 운영하기 위한 동력 및 제어장치 신호와 하이드레이트 방지를 위 한 화학물질을 전달한다. 무어링(mooring)은 해저에 고정된 무어링 라인들에 연 결되어 LNG-FPSO의 위치를 고정시킨다. 무어링 바깥에는 LNG-FPSO에 고정된 터렛(turret)이 있고, 이들을 중심으로 LNG-FPSO가 회전할 수 있도록 하여, 가

스전에서의 LNG-FPSO 위치를 무어링과 터렛을 중심으로 고정시킬 수 있다. 해저 가스전 시스템으로부터 올라온 천연가스는 [Fig. 2.4]의 LNG-FPSO로 유입되어 액화된다.



[Fig. 2.4] Main Equipment of LNG-FPSO(Flex LNG-FPSO: SHI)

LNG-FPSO의 주요 장비를 [Fig. 2.4]에 나타내었다. 해저 가스전에서 전송된 천연가스는 터렛과 무어링으로 이루어진 가스주입설비를 지나서 전처리설비에서 산성가스, 수분, 그리고 수은을 제거하고 액화플랜트를 지나면서 LNG로 된 다음에 Hull에 있는 저장설비로 저장된다. 저장된 LNG, LPG, 콘데세이트(condensate)는 하역설비를 통하여 운반선으로 하역된다. 또한, LNG-FPSO 설비들을 운용하기 위한 발전 및 동력 설비와 운전원 및 관리원들이 거주할 거주시설이 필요하다. [Fig. 2.5]에 대표적인 LNG-FPSO 공정의 흐름도를 나타내었다.



[Fig. 2.5] Process Flow Chart of LNG-FPSO

[Fig. 2.5]에서 천연가스는 왼쪽 아래 부분으로부터 LNG-FPSO로 전송된다. LNG-FPSO에서 천연가스를 받는 부분은 터렛으로 높이가 20층짜리 아파트와 맞먹는 높이의 대형 원통형 구조물이다. LNG-FPSO는 파도와 바람의 영향을 최소화하기 위하여 선체 방향을 바꾸어야 하는데, 터렛을 축으로 회전하여 방향을 바꾸게 된다.

가스전 가스에는 에너지원인 메탄, 에탄, 프로판 등의 기체형 탄화수소 계열의 물질 외에 중질분인 콘덴세이트가 함유되어 있고, 질소 및 이산화탄소와 황화합물 등의 불순물이 있다. 최종적으로 생산해야할 LNG의 주요 성분은 메탄이다. 또한, LNG플랜트 운영 및 상업적 가치를 위해서는 기타불순물에 대한 함유량 조건을 만족해야 하는데, <Table 2>에 일반적인 LNG 성분 조건을 표시하였다. 가스전 가스에서부터 일반적인 LNG 성분을 맞추기 위해서는 분리 및 정제공정이 필요한데, 가스전처리(gas pre-treatment) 공정이 그 역할을 수행한다. 우선 [Fig. 2.5]에서의 “Slug Catcher”에서는 상온에서의 고형물을 일차적으로 분리하고 “Condensate Stabilization”에서는 그중에서 물과 불순물 등을 분리하는 정제과정이다.

<Table 2> Component Condition of Common LNG

Component	Limits (Maximum)
이산화탄소(CO ₂)	50 ~ 100 ppm mole
수은(Hg)	0.01 microgram / Nm ³
질소(N ₂)	1 mol%
수분(H ₂ O)	1 ppm mole 이하
벤젠(C ₆ H ₆)	1 ppm
에탄(C ₂ H ₆)	6~8 mol%
프로판(C ₃ H ₈)	2 mol%
부탄(C ₄ H ₁₀)	2 mol%
펜탄 이상 중질분	0.1 mol%

“Slug Catcher” 이후에 전처리 공정의 대표적 3단계인 “산성가스처리(Acid Gas Removal)”, “수분제거(Dehydration)”, 그리고 “수은제거(Mercury Removal)” 을 거치면서, 이산화탄소(CO₂)나 황화합물과 같은 산성가스의 제거, 수분제거, 그리고 수은 제거를 수행한다. 이산화탄소는 저온에서 고형화 되는 물질로 열교환기의 통로를 막을 수 있으며 LNG의 열량품질을 떨어뜨리기에 제거해야 한다. 천연가스 내의 수분 역시 자체적으로 결빙되거나 하이드레이트를 형성하여 열교환기의 통로를 막을 수 있으며, 수은은 알루미늄에 대한 부식성이 있기에 알루미늄으로 만들어진 주열교환기에 문제를 일으킬 수 있다. 다음은 분리공정을 이용한 중질분의 제거 공정이다. 특히 프로판과 부탄은 1) 생산되는 LNG의 열량 조절, 2) 혼합냉매 액화공정(Mixed Refrigerant Liquefaction Process)의 경우 냉매로의 보충, 3) LPG는 LNG보다 상업적 가치가 높다는 이유로 “NGL Extraction” 과 “Fractionation” 공정을 통하여 분리되고 LPG 저장 설비에 저장된다. 액화공정은 천연가스를 -163℃까지 온도를 낮춰서 액체화하는 공정으로 냉매 수에 따라 1 ~ 3 사이클 공정으로 분류할 수 있으며, 사용 냉매에 따라 질소 및 탄화수소계 냉매로 분리될 수도 있고, 냉매의 혼합성에 따라 순수 냉매와 혼합 냉매로 분리될 수 있다. 액화되지 않은 가벼운 성분(주로 질소)은 “End Flash”를 통하여 분리되고 냉열을 회수한 이후에 보통 연료 가스로 사용된다. LNG-FPSO Topside 공정의 대부분은 이러한 가스전처리 공정

과 액화공정이며, 그 외에 대규모의 발전설비와 제어장비 및 유틸리티가 필요하다. 또한 거주시설 및 소방 방제 설비 등이 요구된다.

2.4 LNG-FPSO 액화공정

[1] 육상형 LNG플랜트에 사용되는 천연가스액화공정을 <Table 3>에 나타내었다. 액화공정은 크게 사용되는 액화사이클의 개수에 따라 1, 2, 3 Cycle로 나눌 수 있다.

- 1) 1 Cycle: SMR(Single Mixed Refrigerant)
- 2) 2 Cycle: C₃MR(Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant),
DMR(Dual Mixed Refrigerant)
- 3) 3 Cycle: Cascade, Optimized Cascade, MFC(Mixed Fluid Cascade), AP-X

1964년도에 최초로 상업화된 액화공정은 Cascade 액화공정으로 메탄, 에틸렌, 프로판의 순수냉매를 사용하여 상대적으로 고온부분은 프로판으로 천연가스를 냉각시키고, 그 다음으로 에틸렌 냉매를 사용하여 냉각 및 액화시키고, 마지막으로 메탄을 사용하여 과냉각시켜서 상압에서 액체상태가 되도록 한다. 순수 냉매를 사용하기에 공정을 이해하기 쉽고 안정성이 높다. 또한, Cascade 공정의 각 순수 냉매에 대한 단수를 늘려 효율을 높인 방법이 Optimized Cascade 공정이다. 혼합 냉매를 사용한 SMR 공정은 천연가스의 주성분인 메탄, 에탄, 프로판과 질소, 그리고 필요에 따라 부탄과 펜탄을 적정비율로 혼합하여 냉매로 사용한다. 단 한 개의 냉매 사이클이 적용되므로 그 구조는 간단하지만, 낮은 효율로 인하여 대형 LNG플랜트보단 소형의 Peak-Shaving에 많이 적용되고 있다. 이러한 SMR과 Cascade의 장점을 결합한 C₃MR공정이 나타났다. C₃MR은 Cascade의 프로판 순수 냉매로 예냉을 수행하고, SMR의 혼합 냉매로 천연가스를 액화하는 공정으로 높은 효율과 운전 안전성으로 전세계 시장의 64%를 차지하고 있다. 여기에 AP-X 공정이 C₃MR을 변형한 형태임을 감안한다면, 전세

계 액화공정의 76%가 C₃MR 구조의 액화공정을 사용한다고 볼 수 있다. 예냉을 담당하는 C₃MR공정의 프로판을 혼합냉매로 대처한다면, 두 개의 MR 냉매를 사용하는 형태인 DMR 공정이 된다. 효율은 C₃MR공정과 유사하지만, C₃MR공정에는 여러 개의 예냉 열교환기가 있는데, DMR공정의 경우에는 크지만 하나의 열교환기로 예냉을 수행할 수 있다는 장점이 있다. 두 개의 혼합 냉매를 사용하는 공정이 DMR이라면, 3개의 혼합 냉매를 사용하는 공정이 MFC 공정이다. 현재 육상형 LNG플랜트 한 개에만 적용되었으며, 냉매 주 압축기의 동력에 있어서 최초의 모터동력 방식이 적용되었다.

<Table 3> Liquefaction Process of Onshore LNG Plant for Duty Base

Cycle 종류	2 MTPA 이하 (1964~1983)	2~5MTPA (1983~2008)	7MTPA이상 (2008~)
1 Cycle	SMR APCI Libya 1970		
2 Cycle	C ₃ MR APCI, Shell Brunei 1972	DMR Shell Sakhalin-II(2008) C ₃ MR APCI Numerous	
3 Cycle	Cascade Tealarc Arzew 1964	OCP ConocoPhillips Atlantic 1999 MF Cascade Statoil/Linde Snøhvit 2007	AP-X APCI QG2(2008) QG3, QG4 RG-T6/7(2009)

AP-X 공정은 C₃MR의 마지막 천연가스 액화부분을 위하여 질소 냉매 사이클을 추가하는 형태로 효율의 개선보다는 트레인의 용량 증가 효과가 있는 형태이다. 최근의 카타르 LNG플랜트에 적극적으로 적용되고 있다.

해상의 LNG-FPSO에 사용되는 액화공정은 육상의 기저부하용 육상용 LNG플랜트에 사용하는 액화공정들과는 다소 다른 형태가 요구된다. 이는 일반적인 해상플랜트가 갖추어야 할 기술과 비슷한 요구조건인데: 1) 선체운동에 대한 강

건성, 2) 제한된 공간으로 인한 콤팩트한 구조, 3) 높은 안전성으로 정리될 수 있다. <Table 4>에 현재 진행 중인 LNG-FPSO 프로젝트와 이와 관련된 액화사이클을 소개하였다.

<Table 4> Liquefaction Process for LNG-FPSO Project

Cycle 수	액화공정 및 주요 Project	액화공정 및 주요 Project
1Cycle (3MTPA 미만)	N₂ Dual Expander -. Flex LNG(1.7 MTPA) -. Höegh LNG(1.7 MTPA) -. BWO(1.0 ~ 2.0 MTPA) -. Hamworthy (0.5 ~ 2.2 MTPA) -. Teekay (0.5 ~ 1.0 MTPA) -. Sevan Marine(1.5 MTPA)	SMR -. SBM (2.5MTPA) -. Exmar Excelerate (0.4~1.5 MTPA) -. TGE Marine(0.4~1.5MTPA) -. Cash-Maple FLNG(2.5MTPA) -. KSMR(2.5MTPA)
2 Cycle (2.0~4.5 MTPA)	DMR -. Prelude FLNG(3.5MTPA) -. Inpex(2.5MTPA) -. Petrobras FLNG(2.5MTPA)	
3 Cycle (2.0~6.0 MTPA)	MF Cascade -. Aker/Statoil(5.8MTPA)	Optimized Cascade -. ConocoPhillips(2.5MTPA)

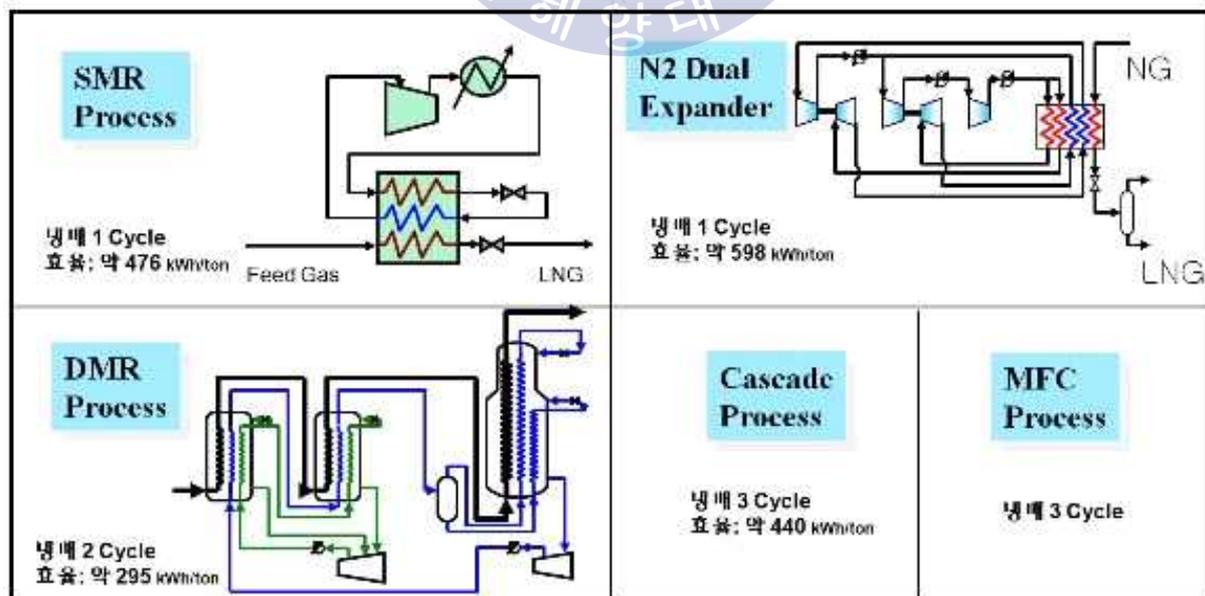
LNG-FPSO라는 제한된 공간으로 인하여 콤팩트한 사이즈인 질소 냉매를 이용한 단일 사이클 액화공정이 많이 진행되고 있다. 또한, 구조의 단순성으로 인하여 SMR 사이클을 이용하는 프로젝트도 많이 진행되고 있는 실정이다. 같은 단일 사이클이라도, 질소 냉매의 경우에는 냉매가 불활성이어서 안전성이 높으며, 냉매의 상이 액체로 변환되는 구간이 없기에 선체운동에 대한 강건성이 매우 좋다고 할 수 있다. 단일 사이클의 간단한 구조에 높은 강건성과 안전성이 있기에 해상 LNG-FPSO용으로 적합하다고 할 수 있으나, 효율이 상대적으로 매우 낮다는 단점이 있다. SMR 공정의 경우, 구조는 단순하나, 냉매의 기·액 변환이 있고, 탄화수소계 냉매를 사용하기에 안전성이 상대적으로 낮다고 할 수 있다. 하지만, 효율적 측면에서 질소 냉매 사이클 보다 높기에 안전성의 문제를 해결하는 방향으로 프로젝트를 진행하고 있다. 현재 육상의 기저부하용으로 많

이 사용되고 있는 C₃MR 공정의 경우에는 프로판 예냉 방식에 많은 장점이 있음에도 불구하고 설치 공간이 크다는 이유로 LNG-FPSO용으로 적용하기에는 어렵다고 판단되고 있기에, 냉매 2 사이클의 경우엔 DMR 공정만이 프로젝트로 진행되고 있다. 냉매 3 사이클의 경우엔 MFC와 Optimized Cascade 공정이 프로젝트로 진행되고 있으며, 그 액화공정의 크기가 큰 관계로 대형 LNG-FPSO에 적용이 가능할 것으로 보인다.

<Table 5> Comparison of Natural Gas Liquefaction Cycle

분류	주요 냉매	사이클 수	효율	해상운동에의 강건성
Cascade	C ₁ ,C ₂ ,C ₃	3	중	중(PFHE 사용)
SMR	N ₂ ,C ₁ ,C ₂ ,C ₃ ,C ₄ ,C ₅	1	하	중(SWHE 사용)
C ₃ MR	N ₂ ,C ₁ ,C ₂ ,C ₃	2	상	하(SWHE 사용)
N ₂ Expander	N ₂	1	하	상(PFHE 사용)
DMR	N ₂ ,C ₁ ,C ₂ ,C ₃ ,C ₄	2	상	하(SWHE 사용)
MFC	N ₂ ,C ₁ ,C ₂ ,C ₃	3	상	하(SWHE 사용)
KSMR	N ₂ ,C ₁ ,C ₂ ,C ₃	1	상	중(PFHE 사용)

질소 냉매의 단일 사이클의 경우가 탄화수소계 냉매를 사용하는 액화사이클에 비하여 안전성이 매우 높다고 할 수 있으며, 그 외의 비교를 <Table 5>에 나타내었다.



[Fig. 2.6] Natural Gas Liquefaction Process for LNG-FPSO

현재 진행중인 LNG-FPSO 프로젝트들이 고려하고 있는 액화공정의 개략도와 그 효율 비교로 1 ton을 생산하는데 필요한 동력을 [Fig. 2.6]에 나타내었다.

공정도 상으로 보면 SMR 공정이 가장 단순해 보이나, 혼합 냉매이기에 순수 냉매 공정인 N₂ Dual Expander가 더 단순하다고 할 수 있다.

국내에서도 천연가스 액화공정인 KSMR(한국 가스공사가 개발한 소규모 액화공정, Korea Single Mixed Refrigerant) 공정을 개발하는 등 LNG플랜트에 대한 연구가 활발히 진행되고 있다. KSMR 공정은 SMR 공정을 개선한 형태로 N₂, C₁, C₂, C₃ 혼합 냉매를 사용하며, 효율은 C₃MR과 유사한 성능을 보인다. LNG-FPSO급인 2 MTPA(연 백만톤, Million metric Tonnes Per Annum) 생산공정에 대한 SMR, C₃MR, Optimized Cascade, KSMR공정에 대한 비교를 <Table 6>에 나타내었다.

<Table 6> Comparison of KSMR Process for 2MTPA Production Capacity

분류	Compressor Power Consumption		No. of Main Equipments			
	MW	% to SMR	Compressor	Pre-Chiller	MCHE	Sum
SMR	109	100%	4		2	6
C ₃ MR	67	62%	7	6	1	14
Cascade	101	93%	8		3	11
KSMR	73	67%	5		2	7

<Table 6>에 있는 압축기 동력 소비량은 2 MTPA 급 액화공정에 대한 것이며, 이를 비교하기 쉽도록 SMR 100%를 기준으로 다시 정리하였다. 즉, 같은 생산량일 경우 C₃MR 공정은 SMR공정의 62% 동력이 필요하며, Cascade는 93%가 필요하다는 것이다. 이에 KSMR는 67% 정도가 필요한 것으로 C₃MR보다 조금 더 필요하다. 하지만, 필요한 주요 장비의 개수를 비교하면, SMR은 총 6개, C₃MR은 14개 Cascade는 11개, KSMR은 7개가 필요하다. 공정도를 비교하였을 때 KSMR은 SMR에 단지 압축기 한 개를 추가하였지만 압축기 소모 동력의 1/3을 절감할 수 있다.

2.5 LNG-FPSO 프로젝트 소개

LNG-FPSO가 건조되어 운영되고 있는 실체는 없으나, <Table 7>에서와 같이 현재 전 세계적으로 24 개 정도의 프로젝트가 진행 중이다.

<Table 7> Ongoing LNG-FPSO Project

Project	Capacity (MTPA)	Liquefaction Process	Storage (x 1,000m ³)	Status
Flex LNG	1.7	Costain Dual N ₂	220	EPC
Prelude FLNG(Shell)	3.5	Shell DMR	436	EPC
Bonaparte FLNG	2.0			
Santos FLNG(Petrobras)	2.7	N ₂ or MR		FEED
Malaysia FLNG(Petronas)	1.0			DMSE
SBM FLNG	2.5	Linde LiMuM	230	
Höegh	1.7		270	
Inpex	2.5	DMR		
Aker Kvaerner	5.8	MR	160~200	FEED
Bluewater		N ₂ or MR		
BW Offshore	1.0~2.0	Mustang NDX	165~180	
Hamworthy	0.5~2.2	N ₂		
Teekay	0.5~1.0	Mustang N ₂		
Exmar/Excelerate	1.0~2.0	B&V PRICO		
Saipem	1.0~2.5	N ₂ & MR	270	
TGE Marine	0.4~1.5	SMR		
ConocoPhillips	2.5	Optimized Cascade		
Sevan Marine	1.5	Coxtain Dual N ₂	200	
Proteus LNG	2.0	Turbo Expander	160	
Pechora LNG	2.7	APCI DMR		
PLNG	3.0	Lummus C ₁ -N ₂		
DFLNG	2.0	SMR	270	
Cash-Maple FLNG	2.5	Linde LiMuM		
Petrobras FLNG	2.5	APCI DMR		

진행되고 있는 LNG-FPSO 프로젝트 중에서 FLEX LNG와 Prelude FLNG 프로젝트가 가장 많이 진행되고 있는 것으로 보인다.

2.5.1 FLEX LNG

FLEX LNG는 4개의 FPSO가 발주되었다. 공정설계는 Kanfa Aragon이 수행하고, 삼성중공업이 EPCIC(Engineering, Procurement, Construction, Installation, and Commissioning)를 책임지고 건조할 예정이다. Kanfa Aeagon이나 Costain, 그리고 삼성중공업의 LNG 경험을 본다면, 가급적 위험성을 줄이는 형태로 설계를 수행하려 하고 있다고 할 수 있다. [Fig. 2.7]와 같이 FLEX LNG의 생산 용량은 1.7 MTPA (최대 2.0 MTPA까지 가능)이고, 저장탱크는 SPB(Self-supporting, Prismatic, Type B (SPB) tanks by Ishikawajima Heavy Industries (IHI)) 형태로 용량은 170,000m³ 이다. 액화사이클은 관련 장치의 수가 작아 부피도 작고 복잡하지 않다는 장점이 있는 DNE (Dual Nitrogen Expander) 이고, MCHE(Main Cryogenic Heat Exchanger)로 PFHE를 사용하는 형태이다.



[Fig. 2.7] Airscape of FLEX LNG Procedure

LNG-FPSO 유입 가스의 10%만을 생산을 위한 자가소비로 고려하고 있는데, 이는 지상형의 C₃MR 혹은 DMR과 비슷한 수치로 볼 수 있다. 이러한 비교가 가능한 이유로 육상형 LNG플랜트의 경우 보통의 산업 가스터빈 사용하지만, FLEX LNG의 경우 Aero-derivative 가스터빈을 사용하여 달성할 수 있다고 하며, 또한 가스터빈의 온도를 낮추고, 폐열회수 장치 같은 Power Boosting 시스템을 활용한 것으로, 10% 가스 소비는 높은 효율을 보이지만, 다른 MR 액화시스템에도 같은 시스템을 부착하면 비교가 달라진다고 할 수 있다. 터렛은 STP (Submerged Turret Production) 적용하였는데, STP는 선박에서 분리가 가능한 형태로 일반적인 선체 내장형 보다 Hull에서의 부피가 작고, 폭풍우 등 비상시, 자체 동력으로 LNG-FPSO의 이동이 가능해 진다는 장점이 있다.

2.5.2 SBM FLNG

SBM은 FPSO를 토크로 제공 혹은 임대해 주는 사업자로, 터렛과 무어링 시스템의 설계 및 제작도 한다. SBM의 FPSO 경력은 브라질에 2개의 FPSO를 진수하였으며, Sanha LPG-FPSO 경력도 있다.



[Fig. 2.8] Airscape of SBM의 FLNG

SBM은 2004년도부터 LNG-FPSO 개발을 시작하여 2007년도부터는 Linde 그룹과 협력하여 액화공정으로 LiMuM (Linde Multi Stage Mixed Refrigerant)을 고려하고 있다. Linde는 육상의 기저부하용 천연가스 액화공정인 MFC의 공동기술개발자이며, PFHE 와 SWHE 제작도 가능한 초저온 공정에 많은 경험과 실력을 갖고 있는 기업이다.

[Fig. 2.8]에 SBM FLNG의 조감도를 표현하였는데, 용량은 2.5 MTPA(으로 Topside 무게만 32,000ton으로 보고되고 있다. 저장탱크 용량은 230,000m³ (LNG 180,000m³; LPG 25,000m³; Condensate 25,000m³)으로 SPB의 초저온 탱크를 적용할 예정이다. 터렛(turret)은 분리가 가능한 선체 외장형을 사용할 예정이다. 선실은 앞쪽에 있고 Flare는 뒤쪽에 위치하며, LiMuM 공정의 MCHE는 한 개의 SWHE를 사용하는 SMR 공정이다.

2.5.3 Höegh LNG

Höegh는 2006년부터 FLNG를 시작하였으며, 처음에는 모스형 LNG선박의 개조와 액화공정의 연구 정도였으나, 2007년도에 Niche dual expander 액화공정을 선정하였으며, pre-FEED는 2007년도에 시작하였다. generic-FEED는 2008년도 시작하였으며, 이때 대우조선해양을 hull 건조사로, APL을 터렛과 buoy 시스템 제공자로 선정하였고, 2009년도에는 생산용량을 1.7 MTPA로 발표하였다. 하지만 최근에 Niche dual expander 공정의 부담감으로 Höegh LNG의 적용이 어렵게 되었고, KBR이 계속적으로 Höegh의 topside 공정을 진행하게 되었다.

[Fig. 2.9]의 Höegh LNG의 생산 용량은 0.8 ~ 3 MTPA 정도이나, 기본 구성은 1.7 MTPA 급 2 train 형태이다. LNG 저장 용량은 190,000m³ (최대 230,000m³), LPG 저장 용량은 40,000m³, Condensate 저장 용량은 40,000m³ 이나 LNG 저장 용량에 따라 변동된다. SPL의 STL 터렛 (Submerged Turret Loading) 시스템 적용하였고, 발전기는 FPSO 앞쪽에 위치하고, 액화공정이나 LPG분리탑과 같이 위험한 공정은 뒤쪽에 위치하도록 설계하였다. 한 개의 전처리공정 후, 2개의 액화 train으로 구성하였다.



[Fig. 2.9] Airscape of Höegh LNG

2.5.4 Shell FLNG

대상 가스전은 2~10 TCF 급으로 Shell은 다른 회사보다 오랜 기간 준비하였다. Shell은 LNG-FPSO 프로젝트 중에 가장 앞서 있는데, 조선사 및 엔지니어링사의 도움없이 독자적으로 LNG-FPSO의 기본 구조를 확정하였다. Shell은 현재의 설계를 generic FEED라고 하여, 현지화 설계에 있어서 동일 엔지니어링 구조로 수행할 수 있는 기본 구조를 제공하는 형태이다. [Fig. 2.10] Shell의 Prelude FLNG 경우에는 설계 및 엔지니어링은 Technip이 수행하였고, 삼성중공업이 LNG-FPSO 건조를 담당한다.

액화 공정과 발전기는 스팀터빈을 사용하는데, 이는 터빈의 일시정지 시에도 쉽게 재가동이 가능하여 가스터빈 보다 가용성이 높기 때문이다. 터렛은 분리 안되는 형태로 태풍이 오더라도 LNG-FPSO가 가스전에 남아 있는 형태이다.

LNG 저장설비로는 멤브레인 GTT Mark III를 채택하였다.



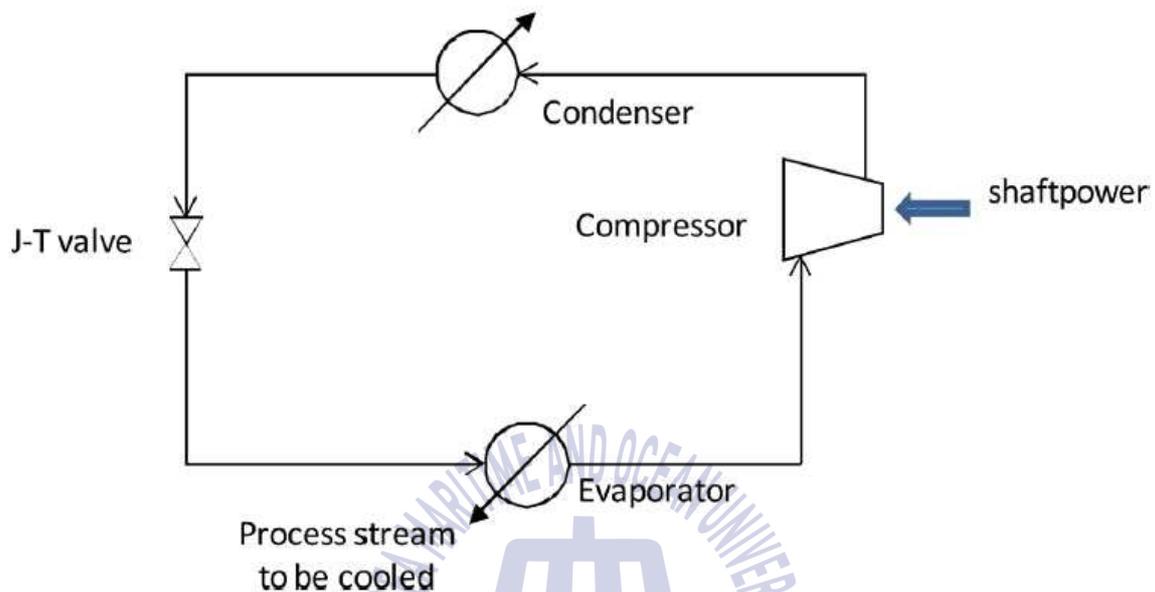
[Fig. 2.10] Airscape of Shell의 Prelude FLNG

3장 LNG 액화 이론 및 공정 분류

3.1 LNG 액화의 기본 원리

[10]공정산업에서 저온에서 조업을 하기 위하여 이용하는 일반적인 방법에서는 고압의 포화액체, 혹은 약간 과냉각된 액체를 팽창장치를 통하여 저압으로 전환시키면서 저온을 생성하고 이로부터의 차가운 냉각 에너지를 이용하여 공정 유체의 온도를 대기온도 이하의 낮은 온도로 유지하거나 낮은 온도에서 유체의 열을 제거한다. 공정에서 필요로 하는 저온은 다음과 같은 두 가지 방법에 의해 이루어진다. 첫째는 공정에서 사용하는 유체들의 흐름이 팽창기(expander)나 Joule-Thomson 밸브(이하 J-T valve)를 통과하여 저온의 유체로 전환되면서 공정유체 자체가 공정에서 필요로 하는 저온 에너지를 공급하는 방법이다. 두 번째 방법은 냉동 사이클을 통해 사이클에 사용된 차가운 냉매가 공정의 유체와 열교환 되면서 액체냉매의 기화에 필요한 증발잠열을 공정의 유체로부터 공급 받는 형태로 냉각 공정을 구성하는 간접적인 저온 에너지 공급형태이다. 천연가스 액화 공정은 주로 냉동 사이클을 통해 얻어진 저온을 활용하는 두 번째 방식을 이용하고 있다. 냉동 사이클을 통해 공급되는 저온이 약 -20°C 이상인 경우 [Fig. 3.1]과 같이 단일 냉매를 사용하는 간단한 냉동 사이클이 이용된다. 냉동 사이클은 두 개의 열교환기와 두 개의 압력조정 장치로 구성된다. 저압 저온의 액체냉매가 기화하는 증발기를 통하여 저온을 공급하고, 고온의 기체냉매가 응축하는 열교환기를 통하여 냉각수나 공기 등으로 사이클의 열을 방출한다. 저압 냉매를 고압으로 변환하는 압축기는 외부에서 공급되는 축일 혹은 전기를 사용하며, 고압의 냉매 액체를 저압으로 팽창시키기 위하여 J-T 밸브(혹은 팽창기)가 이용된다. 공정에서 필요로 하는 저온 조건이 결정되면 냉동 사이클에서 필요로 하는 축일의 양이 최소가 되도록 설계하는 것이 가장 중요하다. 축일 소모량은 사용되는 유체 물성의 열역학적 특성과 냉동 사이클의 운전조건에 의해 좌우된다. 냉동 사이클에서의 축일 소모량에 대한 계산은 사이클 내에

서의 냉매의 상태 변화를 열역학적으로 계산하는 방법과 경험식을 사용하는 방법이 있는데 이에 대한 자세한 설명은 여러 관련 문헌에 소개되어 있다(Dossat, 1997; Elliott and Lira, 1999; Smith et al., 2005).



[Fig. 3.1] A Simple Refrigeration Cycle

기준냉매의 특성과 사용되는 장치들의 효율에 변화가 없다면 냉동 사이클 압축기에 공급해야 하는 축일의 양은 냉매의 증발기에서의 증발온도와 응축기에서의 응축온도의 함수가 된다. 증발기의 증발온도를 높이고 응축기의 응축온도를 낮추도록 사이클을 설계하면 사이클의 에너지 효율이 높아지게 된다. 그러나 응축기에서 열을 제거하기 위해 도입되는 유체(공기나 냉각수)의 온도 조건이 정해져 있어서 응축기에서의 냉매 응축온도를 일정온도 이하로 낮추는 것이 제한되며, 공정에서 공급받아야 하는 저온의 조건이 정해져 있기 때문에 증발기에서의 냉매 증발온도를 일정온도 이상으로 높이는 것도 제한된다. 공정에서 공급받아야 하는 저온 에너지의 온도가 낮아질수록 단일 냉매의 간단한 냉동 사이클에서는 냉매 증발온도와 응축온도의 차이가 커지게 되고 사이클의 에너지 효율은 급속히 감소하게 된다. 그러므로 공정에서 필요한 냉각 온도가 약 $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 이하인 경우에는 에너지 효율을 높이기 위해 [Fig. 3.2]에 보인 것과 같이 냉동 사이클의 구조를 변형하여 사이클에서 소모되는 축일의 양을 줄이도록

한다(Wu and Zhu, 2001; Lee, 2001).

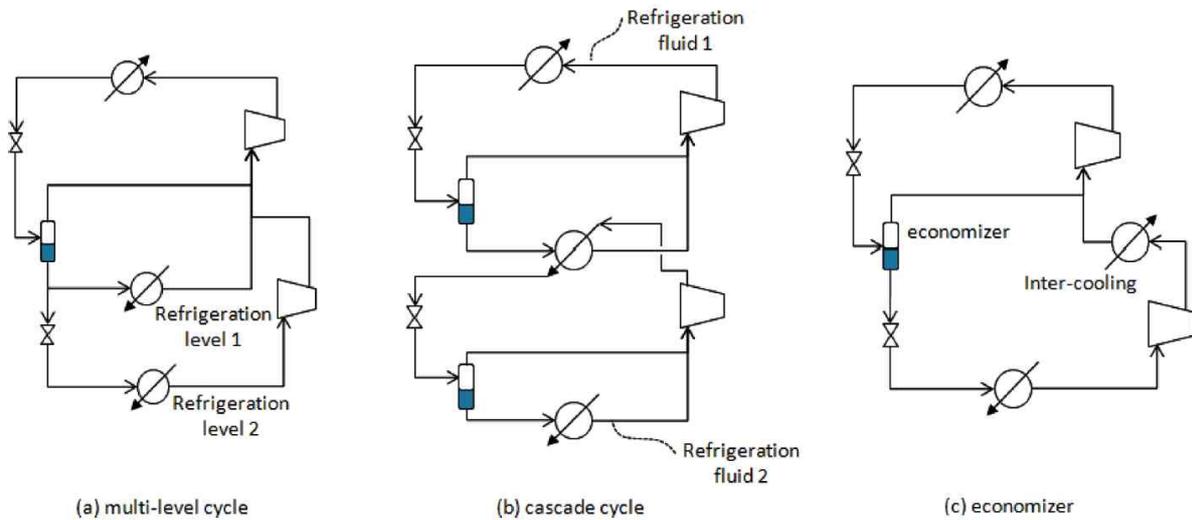
[Fig. 3.1]에 보인 간단한 형태의 냉동 사이클은 냉매의 증발온도가 하나인 경우인데, 만일 공정에서 요구되는 저온 조건의 온도가 폭넓게 분포되어 있거나 서로 다른 온도에서 냉각이 필요한 경우 [Fig. 3.1]의 단일 증발온도에서 저온에너지를 공급하는 것보다는 [Fig. 3.2(a)]에 보인 바와 같이 다단(multi-level) 사이클을 운용하는 것이 효과적이다. 다단 사이클의 설계에서는 공급되어야 하는 저온 온도 조건에 따라 1차 팽창된 냉매의 일부분을 고온영역에서 증발시키고 나머지는 추가 팽창을 시켜 저온영역에서 증발기를 통과하도록 한다. 고온영역([Fig. 3.2(a)]에서 refrigeration level 1로 표기된 부분)에서 사용된 냉매는 하단의 압축기를 통과하지 않게 되므로 [Fig. 3.1]의 경우와 비교하여 압축기의 축일량이 절감된다. [Fig. 3.1]에서는 공정에서 요구하는 저온 조건이 다르더라도 저온영역([Fig. 3.2(a)]에서 refrigeration level 2로 표기된 부분)까지 모든 냉매를 감압하여 증발기에서 유체와 열교환을 시키며, 이에 따라 냉각에 사용된 모든 냉매가 압축기를 통해 가압되므로 [Fig. 3.2(a)]와 비교하면 전체적으로 압축되어야 하는 냉매의 양이 많아서 축일 소모가 많아지게 된다. [Fig. 3.2(a)]에서는 저온에서의 냉각을 위해 다단 팽창을 이용하고 사이클은 단일 냉매를 사용하였는데, 단일 냉매를 사용하지 않고 서로다른 용매를 사용하는 단순한 냉동 사이클들을 중첩하여(cascaded)이용할 수도 있다. 단일 냉매를 사용하는 단순 사이클이 증발온도와 응축온도가 넓은 경우에 적용되면 많은 축일이 필요하게 되므로, [Fig. 3.2(b)]에 보인 것과 같이 서로 다른 온도 영역에서 에너지 효율이 좋은 냉매를 선택하고 저온영역에서 운전되는 사이클의 응축기와 고온영역에서 운전되는 사이클의 증발기를 통합하여 사용한다. 즉 고온영역에서 운전되는 냉동 사이클은, 저온영역에서의 응축기에서 냉매가 외부로 방출되어야 하는 열을 제거하는 역할을 한다. 사이클의 증발 온도와 응축온도가 같더라도 사용하는 냉매에 따라 증발기에서 냉각되는 단위 열량 당 압축기에서 소모되는 축일의 양이 다르며 사용되는 냉매에 따라서 운전하기 어려운 온도영역이 존재한다. 그 이유는 냉매의 상태변화 물성치들(즉 삼중점(critical point), 이슬점 곡선(dew point line), 그리고 포화점 곡선(bubble point line)들)이 서로 다르고 그로 인하여 냉동 사이클에서의 증발온도에 따른 냉매의 단위몰 당 증발 잠열이 다르기

때문이다. 열역학적으로 각 운전온도에서 에너지 효율이 우수한 냉매를 선택하면 두 개의 사이클을 이용하더라도 전체적으로 단일 사이클을 이용하는 경우보다 축일소모량을 줄이는 효과를 얻게 된다.

<Table 8> Range of Cooling Temperature for Refrigerants(Smith, 2005)

Refrigerants	Range of cooling temperature
Nitrogen	77K - 118K
Methane	112K - 198K
Ethylene	169K - 264K
Ethane	185K - 286K
Propane	231K - ambient temperature
Propylene	225K - ambient temperature
I-butane	261K - ambient temperature
n-butane	273K - ambient temperature
Ammonia	240K - ambient temperature
Chlorine	239K - ambient temperature

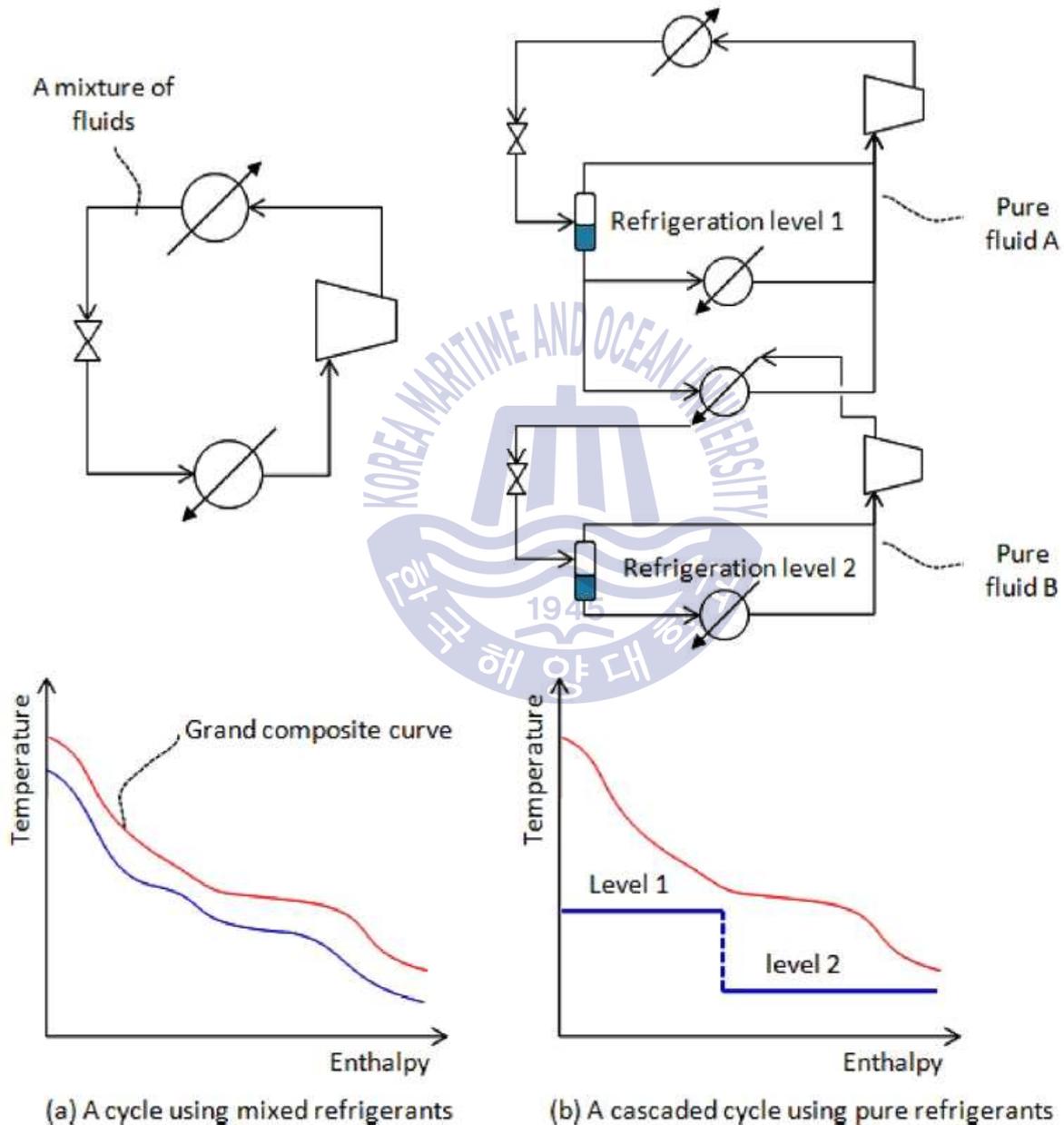
<Table 8>은 공정산업에서 통상적으로 사용되는 냉매별로 사용해야 하는 온도 영역을 나타낸 것이다. [Fig. 3.2(c)]는 통상적으로 이코노마이저(economizer)라고 불리는 간단한 기액 분리기를 사용하고 압축기들 사이에서 냉매를 냉각(intercooling)시킴으로써 압축기의 축일 소모량을 줄이는 방법을 보이고 있다. 사이클에서 냉매가 저압으로 팽창된 후에, 기액 분리기를 통해 [Fig. 3.1] A Simple Refrigeration Cycle. 증발기에서 냉각 효과에 기여하지 못하는 기체는 다단압축의 후반 압축기로 보내어지고, 냉매 액체는 증발기를 거친 후 기화된 냉매가 다단 압축의 전반 압축기에 유입된다. 전반 압축기를 통과하고나온 고압 냉매는 냉각기를 통해 냉매의 온도를 낮추고 후반 압축기로 유입된다. 압축기에서 소모되는 축일은 압축기를 통과하는 냉매의 부피유량에 비례하게 되므로, 압축기를 통과하는 냉매의 다단 압축 사이에서의 냉각을 통하여 부피를 줄이고 기-액 분리기를 통해 전반부 압축기를 통과하는 유량을 줄인 다음에 [Fig. 3.1]과 비교하여 보면 [Fig. 3.2(c)]에서 소모되는 축일량은 감소하게 됨을 알 수 있다.



[Fig. 3.2] Structural Evolution of a Simple Refrigeration Cycle

[Fig. 3.2]에 보인 냉동 사이클의 구조들을 [Fig. 3.1]과 비교하여 보면 공정에서 필요로 하는 장치들의 수가 많으며 복잡한 공정도를 구성하고 있음을 알 수 있다. 천연가스 액화공정처럼 냉각이 필요한 온도가 매우 낮은 경우에는 전체 공정의 경제성 평가에서 냉동 사이클에 소모되는 축일로 인한 에너지 비용이 장치비보다 보다 중요한 요소가 되기 때문에 [Fig. 3.2]에 소개한 공정처럼 단순한 사이클이 아닌 복잡한 구조의 사이클을 많이 이용하게 된다. 또한 [Fig. 3.2]에 보인 변형된 사이클 구조들 간의 융합을 통하여 보다 복잡한 공정으로 운용되기도 한다. 이를테면 [Fig. 3.2(b)]의 중첩 사이클에서 상부 사이클 및 하부 사이클은 [Fig. 3.2(a)] 혹은 [Fig. 3.2(c)]에 보인 구조를 가질 수 있다. 냉각되는 온도가 일정하게 유지되며 유체의 열을 냉동 사이클로 전달하는 경우도 있지만 냉각되어야 하는 유체들이 온도 변화를 보이는 경우가 많다. 단일 냉매를 사용하는 냉동 사이클의 경우에는 냉매가 증발되는 온도가 일정하게 되므로 공정으로 공급되는 저온 에너지의 온도가 일정하다. 천연가스 액화공정의 경우처럼 가스의 액화가 넓은 온도범위에 걸쳐서 이루어지는 경우 [Fig. 3.3(a)]에 보인 것과 같이 혼합냉매(MR, mixed refrigerants)를 사용하는 방법이 있다. 혼합냉매를 사용하면 단순한 냉동 사이클에서 증발기 압력이 일정하더라도 증발온도가 연속적으로 변화하면서 냉각되어야 하는 유체의 엔탈피 곡선과 좀 더 근접하게 설

계할 수 있다. 사이클에서 냉매의 증발 온도 변화 형태는 사이클의 운전 압력과 사용된 혼합 냉매의 조성에 따라 변화가 가능하며, 이러한 운전 조건의 변화를 통해 열교환 허용 가능 온도차 한도 내에서 유체의 온도-엔탈피 변화 곡선에 맞추도록 한다. 혼합 냉매를 사용하지 않는 경우에는 [Fig. 3.3(b)]에 보인 것처럼 여러 가지 단일 냉매를 사용하는 냉동 사이클을 중첩하여 이용해야 한다.

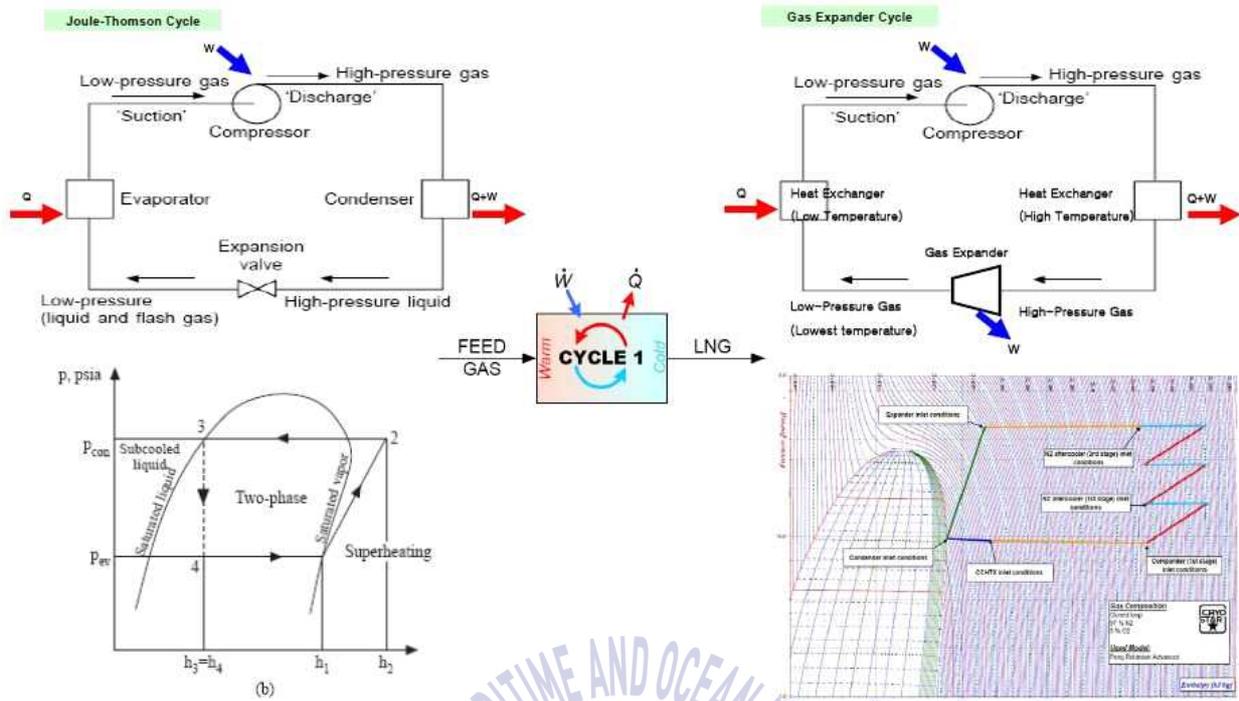


[Fig. 3.3] MR (Mixed Refrigerants) Cycle

3.2 냉동 사이클(Cycle)의 이해

열역학 제2법칙의 표현을 “외부로부터 일의 공급이 없으면 물은 항상 높은 곳에서 낮은 곳으로 흐른다”라고 할 수 있는 것과 같이 “열도 외부로부터 일의 공급이 없으면 항상 온도가 높은 곳에서 낮은 곳으로 흐른다”라고 표현할 수 있다. 사실 이 법칙은 냉동의 이론과 깊은 관련을 가지고 있으나, 이렇게 이야기 하는 것만으로 열의 이동 원리나 냉동작용의 원리를 이해하기는 어려울 것이다. 다시 말하면 냉동 사이클(Cycle)은 냉각작용을 하는 저온부에서 열을 흡수하여 대기 또는 Cooling water 등의 고온부(heat sink)에 열을 버리는 것이며, 열의 이동은 작동유체인 냉매를 통해 이루어지며 이 과정을 수행하기 위해 구동부를 통해 기계적인 일이 투입된다. 에어컨의 예를 들어 냉각을 위해 흡열 작용을 하는 저온부는 실내의 Cooling Unit, 외부에 열을 버리는 고온부는 실외기(fan cooler), 구동부는 에어컨 내부의 Compressor 라고 볼 수 있다. 일반적으로 LNG Liquefaction Process에서 사용되는 냉동 사이클(Cycle)의 기본 원리를 아래 [Fig. 3.4] 냉동 사이클(Cycle)에 도해로 표시하였다. (A) Vapor Compression Refrigeration Cycle 은 일반적으로 에어컨 및 냉장고에 널리 이용되는 액체의 단열 팽창 시 압력강하에 따라 온도가 같이 떨어지는 Joule-Thomson Effect 를 이용한 Type 이며, 천연가스 액화공정에서 혼합냉매 (Mixed Refrigerant)Cycle 과 순수냉매 Cycle 을 다단으로 연결시킨 Cascade Cycle 등이 이의 응용에 속한다. (B) Reverse Brayton Cycle 는 팽창기 (Expander)를 통해 고압의 가스를 감압시킬 때, 등엔트로피 과정으로 압력이 강하하면서 온도가 떨어지며 부가적으로 Power를 생산할 수 있는 원리를 이용하며, 소규모 플랜트 및 LNGC 의 BOG 재액화 등에 주로 사용되고 천연가스 액화 공정에서는 Methane Expander Cycle, N₂ Dual Expander Cycle등이 이의 응용에 속한다.

LNG 액화 공정은 원리를 이해하기 위해서는 Vapor compression refrigeration Cycle과 Reverse Brayton Cycle 에 대한 이해가 우선되어야 하며, 현재 시장에서 사용되는 공정들은 상기 두 냉동 프로세스의 응용이라고 볼 수 있다.



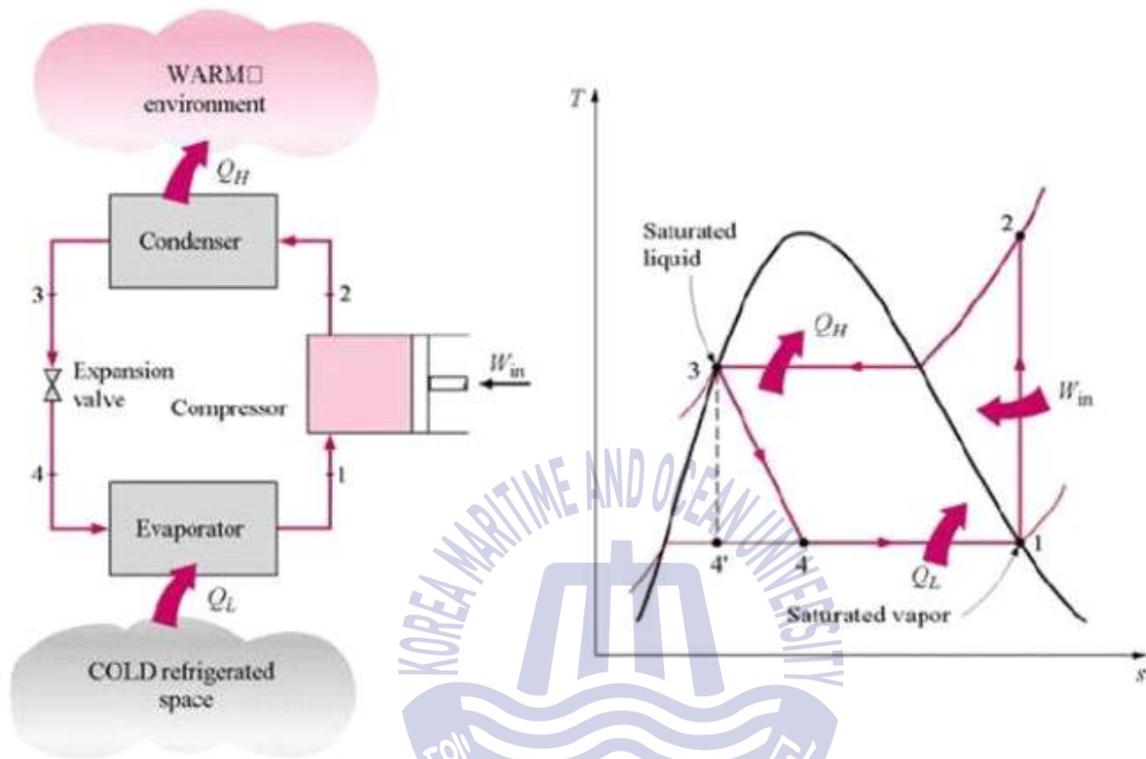
[Fig. 3.4] Refrigeration Cycle

3.2.1 Ideal vapor compression refrigeration cycle

[15][Fig. 3.5] 그림과 같이 증발기 내에서 흡열작용에 의하여 기화된 냉매가스는 압축기에 의해 기계적 일이 가해져 고온/고압의 가스가 된다. 이 냉매가스는 응축기에 보내어 물 또는 증기를 이용하여 냉각시키면 액체가 된다. 이 냉매액을 팽창밸브에서 팽창시켜 압력을 낮춘 후 증발기에 보내면 냉매는 증발. 기화되면서 주변의 열을 흡수하여 주변의 온도를 강하시킨다. 증발된 냉매증기는 다시 압축기에 흡입되고 같은 공정을 되풀이한다.

풀어서 알기 쉽게 설명하면, 무언가를 냉각시키기 위해서는 냉각시키고자 하는 물질보다 더욱 차가운 냉매(refrigerant)가 필요하며, 어느 정도 냉각된(정압방열) 고압의 냉매를 팽창밸브를 통해 감압(팽창과정)시키면 JT(Joule Thompson) 효과에 의해 저온의 냉매를 얻을 수 있다. 여기서 얻은 저온의 냉매는 냉각하고자 하는 물체(예를들면 Natural Gas)와의 열교환을 통해서 열을 흡수하게 되며(정압흡열), 다시 고압상태로 만들어 주기 위해 압축기를 통해 압축

된다(등엔트로피 압축). 또한 각각의 열교환 과정은 상(phase) 변화를 수반하는 것을 그 특징으로 한다.



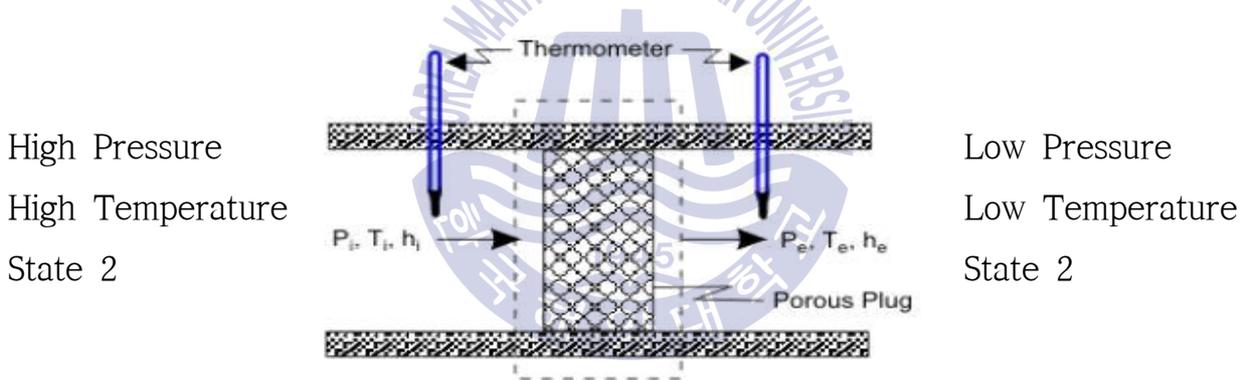
- 1-2: 압축기에서의 등엔트로피 압축
- 2-3: 응축기에서 정압 방열 (응축)
- 3-4: 팽창 장치에서 교축과정 등엔탈피 감압
- 4-1 : 증발기에서 정압 흡열 (증발)

[Fig. 3.5] Ideal Vapor Compression Refrigeration Cycle

※ Joule-Thompson Effect (JT Effect)

압축된 기체를 단열된 좁은 통로를 통해서 빠져나가게 하면 빠져나가기 전 후의 기체의 enthalpy H 는 같게 된다. J-T 효과는 등엔탈피 과정인 교축 과정 (throttling process)에서 압력 강하와 함께 온도 강하가 생기는 효과를 말하며, 대표적인 등엔탈피 과정은 고압의 기체가 Orifice나 porous plug 를 통과하면

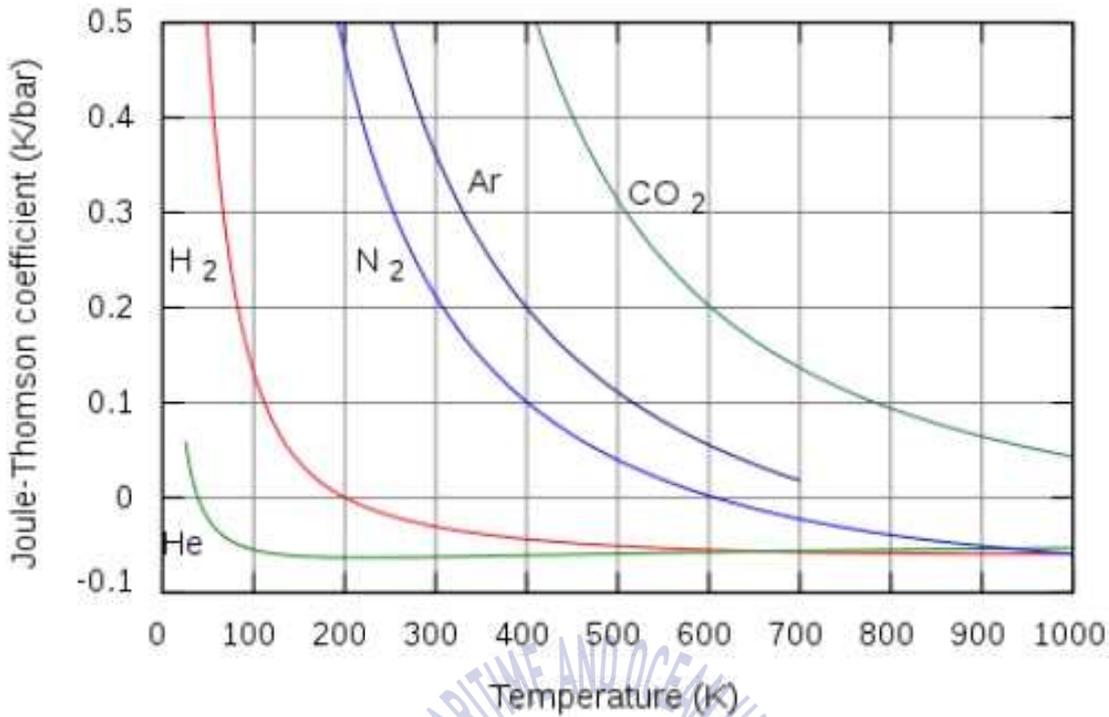
서 팽창하는 것이다. 등엔탈피 과정에서 압력 강하 ($\Delta P < 0$)에 따른 온도의 변화를 JT 계수 (μ_{JT})로 표시하며(3), $\mu_{JT} = (\partial T / \partial P)_h$ 여기서 T, P, h 는 각각 온도, 압력, 엔탈피를 나타낸다. $\mu_{JT} > 0$ 인 경우에만 온도 강하 효과가 있고, $\mu_{JT} < 0$ 인 경우에는 오히려 온도 상승 효과가 나타나게 된다. 그리고 $\mu_{JT} = 0$ 인 경우에는 온도 강하 효과가 없는데 이때의 온도를 역전온도(inversion temperature)라 하고, T-P 선도에 서 역전 온도의 궤적을 역전 곡선(inversion curve)이라고 한다. 즉, 기체의 온도가 높을 때와 낮을 때의 압력 변화에 따라 온도 변화의 방향이 달라지는데 그 기준이 되는 온도를 역전온도라고 한다. 등엔탈피 과정에서 온도 강하 효과를 얻기 위해서는 JT 계수가 $\mu_{JT} > 0$ 이 되는 저온까지 기체를 예냉(precooling)시켜야 하고, 예냉되는 기체의 온도는 적어도 그 기체의 최대 역전 온도 이하가 되어야 한다. 헬륨 가스의 최대 역전 온도는 45K 이고, 수소와 질소는 각각 205K, 621K 이다.



- 에너지 균형 (등엔탈피 과정) $h_i = h_e$
- 엔트로피 균형 (비가역 과정) $s_1 < s_2$
- JT계수 : 양수일 때 냉동가능

$$\mu_J \equiv \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_h$$

[Fig. 3.6] Joule Thompson Effect

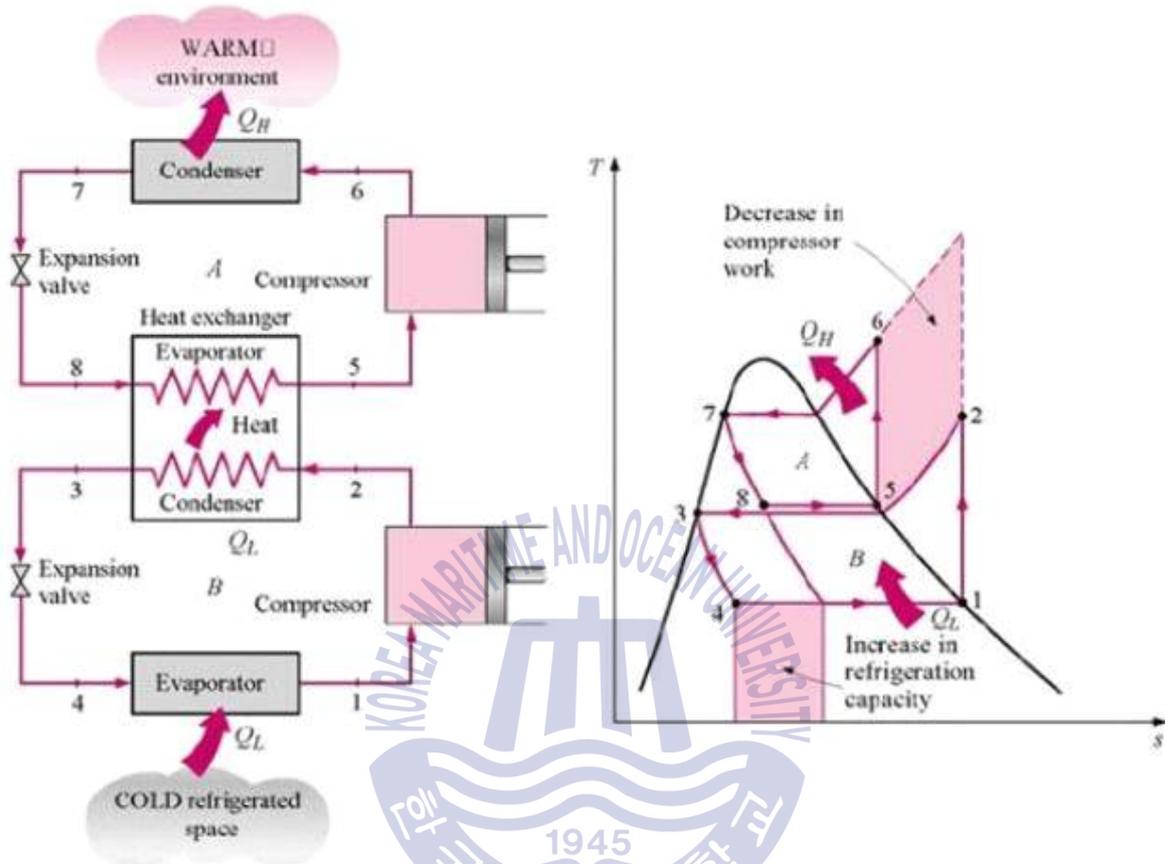


[Fig. 3.7] Joule-Thomson Coefficient Alteration of Various Gases

3.2.2 Cascade Cycle

열전달은 온도가 높은 곳에서 낮은 곳으로 이루어지므로 흡열부에서 냉매는 냉각하고자 하는 물질 보다 낮은 온도를 이루어야 하며, 냉매가 이루고 있는 구성 성분과 흡열시 압력에 따라 특정한 저온을 얻을 수 있다. (방열부의 경우 특정압력에 특정 방열온도가 결정됨.) 따라서 특정한 물질의 냉각을 위해서는 이 물질의 최종 냉각온도보다 낮은 증발온도를 가지는 냉매를 선택하여야 하며, 자연적으로 방열부의 온도가 결정되게 된다. 이 때, [15][Fig. 3.8]와 같이 방열부의 온도가 Heat Sink(cooling water or cooling air 등) 보다 낮을 경우에는 Heat Sink로의 열전달(방열)이 불가능하기 때문에 저온 냉동 사이클(Cycle)에서 방출하는 열을 받아 줄 수 있도록 추가적으로 냉동 사이클을 구성하며 이(상대적으로) 고온측 사이클(Cycle)은 저온측 사이클로부터 열을 흡수하여 Heat Sink로 방열 하는 역할을 한다. 다시 말하면 온도 레벨에 따라 사이클을 추가로 구성하여, 열을 저온측에서 순차적으로 끌어올려 최종적으로 Heat Sink에 방출하

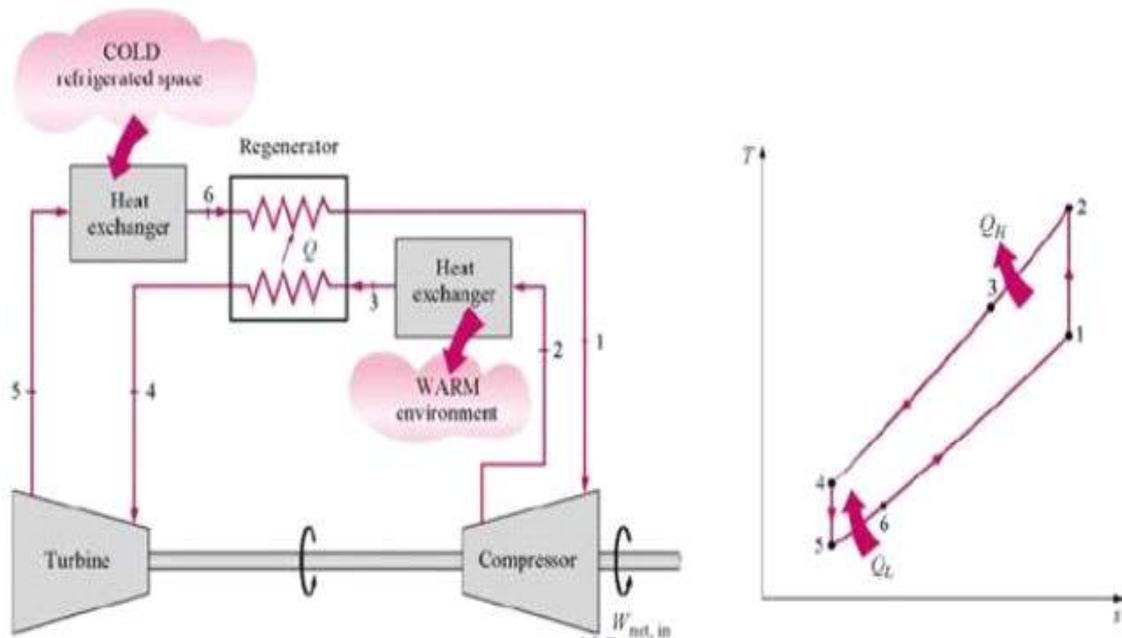
는 다단으로 구성된 냉동 사이클(Cycle)을 의미한다.



[Fig. 3.8] Cascade Refrigeration Cycle

3.2.3 Reverse Brayton Cycle (Gas Refrigeration Cycle)

[15][Fig. 3.5] 그림과 같이 동축터빈(Expander)과 압축기 그리고 재생기를 이용한 역 브레이튼 사이클을 보여주고 있다. 저온의 열전달을 위하여 냉동목적에 사용하고 다시 사이클로 돌아오는 기체의 낮은 온도를 재생기에서 활용한다. 이 방법에서는 압축기에서 압축될 때의 기체는 고온이고 터빈(Expander)에서 팽창하며 일을 할 때에는 저온이기 때문에 터빈에서 얻는 일보다 압축기 일이 많아 추가적인 동력 전달이



- 1-2: 압축기에서의 등엔트로피 압축
- 2-4: 응축기에서 정압 방열
- 4-5: 팽창기에서 등엔트로피 감압
- 5-1 : 증발기에서 정압 흡열

[Fig. 3.9] Reverse Brayton Cycle

필요하다. 사이클(Cycle)의 구성은 압축 방열팽창흡열 과정으로 Vapor Compression Refrigeration Cycle 과 동일하나 팽창밸브 대신에 팽창기 (Expander)가 사용되며 그 과정은 등엔트로피 과정으로 진행되며 이 과정에서 일을 얻어내게 된다. 일반적인 사이클 구성시 여기서 얻어낸 일은 압축기 구동력으로 사용되며, 작동유체인 냉매는 사이클내에서 상변화가 없는 것으로 한다.

3.3 LNG 액화 공정 분류

액화공정은 Vapor compression refrigeration cycle 과 Gas refrigeration cycle 의 응용이며, 냉매의 Type, 액화 공정을 이루고 있는 Cycle의 개수에 따라

<Table 9>와 같이 그 분류를 나눌 수 있다.

<Table 9> Classification of the Liquefaction Process

A. Cycle Characteristic

냉동원리	냉매 Type	액화 공정
Joule-Thomson Cycle	Mixed Refrigerant	SMR, DMR, MFCP, C ₃ MR, PMR, LiMuM
	Pure Refrigerant Cascade Cycle	Conoco-Phillips Optimized Cascade Cycle
Gas Expander Cycle	Closed Cycle	C ₁ /N ₂ Expander(Closed Type), N ₂ Expander, HMC(N ₂ Dual Expander)
	Open Expander Cycle	C ₁ /N ₂ Expander(Open Type), OCX(Open Cycle Expander)

B. Number of Cycle

Loop 분류	Cycle 수	액화 공정
Single Loop	Non Pre-cooling	Single MR Variants, LiMuM, N ₂ Expander Process
Multi Loop	Two-Cycle	All C ₃ MR Variants, DMR, C ₁ /N ₂ Expander
	Three-Cycle & Cascade	MFCF, Optimized Cascade, AP-X, Cascade

3.3.1 순수 냉매(Pure Refrigerant)와 혼합냉매 (Mixed Refrigerant)

냉매는 이루고 있는 구성 성분에 따라 특정한 열역학적 물성치를 가지며, LNG 를 액화하기 위한 초저온을 얻기 위해서는 몇몇 특정한 냉매가 대표적으로 사용된다 증기 압축식 냉동 사이클의 경우에, 순수냉매의 예를 들면 Propane 은 증발온도가 압력에 따라-30℃ -40℃ 선이며 따라서 LNG 액화 공정과 같이-160℃ 이하의 저온이 필요한 경우에는 냉동시스템의 냉매로서 사용할 수

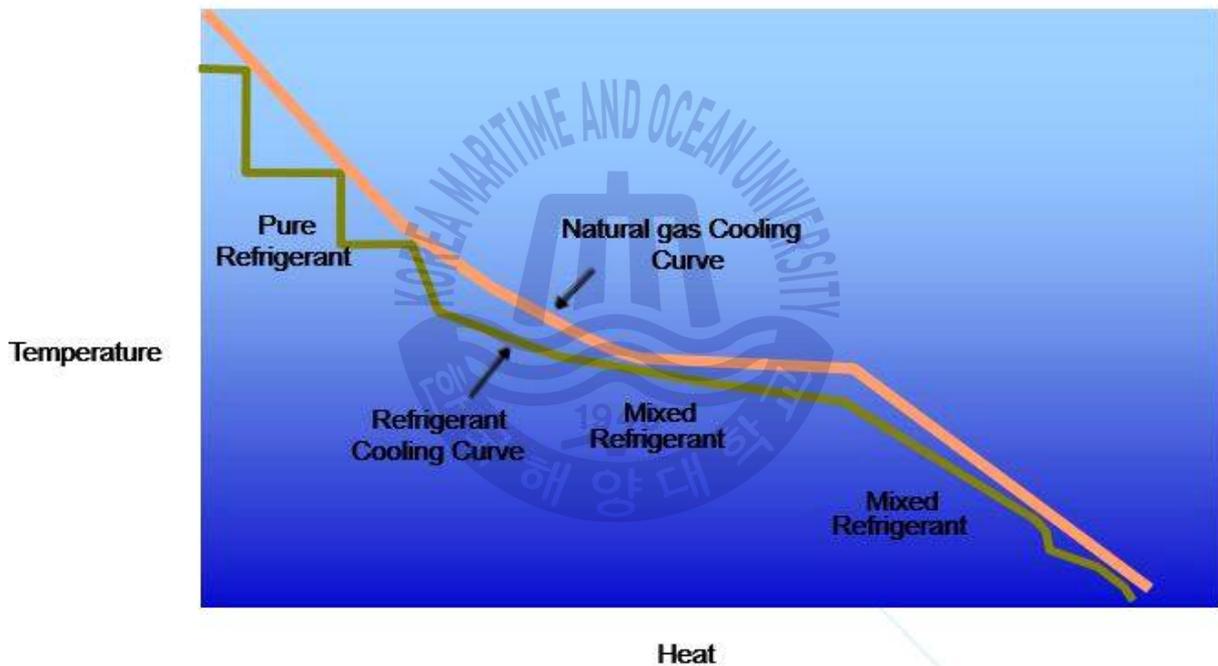
없다. Methane 의 경우 증발온도가 LNG 를 액화 시킬 만큼 충분히 저온이지만 응축온도방열)가 일반적인 Heat Sink (Cooling water, Ambient)의 온도보다 낮기 때문에 열을 버려줄 수 가없다. 이 경우,Cascade Cycle을 꾸며 줄 수 있다 Gas Refrigerant Cycle 에서는 냉매가 Cycle 안에서 Gas Phase 로만 존재하여야 하기 때문에 순수 냉매로서는 Methane 또는 Nitrogen이 사용되며, Feed Gas 또는 End Flash Gas를 냉매로서 사용하는 경우도 있다. 혼합냉매 시스템은 기존의 다단계나 cascade 냉각시스템에서와 같은 여러 개의 순수 냉매 대신에 혼합된 냉매를 사용한다.

순수 냉매나 공비 혼합물과는 다르게 공비가 아닌 혼합물은 냉매가 기화하거나 응축하는 과정에서 일정한 압력 아래에서 일정한 온도와 기체 및 액체 조성을 유지하지 않는다. 또한 증기 압축식 냉동 사이클에 있어서는 혼합물의 증발 온도가 각기 다르기 때문에 순수 냉매의 경우와 같이 등은 열교환을 하지 않고 상변화를 하게 된다. 혼합물의 조성은 액체 냉매가 공정상 냉각 요구 조건과 비슷한 온도 범위에서 기화할 수 있도록 선택한다. 일반적으로 탄화수소와 질소의 혼합물이 특정 냉각 시스템에 요구되는 냉각 특성을 제공한다. 냉각 특성에서는 냉온 합성 커브간의 근접성(Minimum Temperature Approach, LMTD), 냉각되는 온도 구간별 열교환량을 확인할 수 있다

3.3.2 Cooling/Heating Curve

[Fig. 3.10]는 증기 압축식 냉동 사이클에서의 Natural Gas의 Cooling Curve를 나타내고 있다. 냉동시스템에서 냉각 작용(열교환)은 이론적으로 일정한 압력하에서 이루어지며, 아래 그림에서 Natural gas는 고온 상태에서 Refrigerant에 열을 빼앗기며 냉각되어 최종적으로는 액화되고 과냉각 상태로 변화하고 있다. 열역학을 이해하고 있는 사람이라면 순수 물질은 상(Phase)이 일정한 구간에서는 에너지 변화에 따라 온도가 변화하게 되고(현열), 상변화 구간에서는 에너지 변화가 Phase를 변화시키는데 작용(잠열)한다는 사실을 잘 알고 있을 것이며, Mixture의 경우에도 이와 유사한 경향을 가진다. 따라서 아래의 Cooling Curve 는 ΔT (온도 변화)/ ΔE (에너지 변화)로 볼 수 있으므로 기울기가 급격한 구간은

상변화 없이 Cooling(or Heating)되는 것을 의미하며 기울기가 완만한 구간은 상변화가 일어나는 구간이라고 볼 수 있다. LNG의 응축온도는 상압하에서는 약 -160°C 이나 일반적으로 LNG 액화 공정은 Critical Pressure(약 55bar)이상에서 진행됨으로 아래 그림에서 Flat 한 구간은 $-90^{\circ}\text{C} \sim -100^{\circ}\text{C}$ 사이의 구간에서 형성 되게 된다. 아래는 C_3MR (Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant) Process의 Cooling Curve 이라고 가정했을 때, 위에서 설명한 경향을 가지는 Natural Gas를 액화시키기 위해서는 이보다 저온의 냉매가 필요로 하게 되며, 40°C 의 Natural Gas가 냉매와 열교환하여 최종적으로 -160°C 의 과냉각된 LNG가 된다고 보면, 아래와 같이 나눌 수 있다



[Fig. 3.10] Natural Gas Refrigerant Cooling Curve

- 1) Pre-Cooling ($40^{\circ}\text{C} \sim -40^{\circ}\text{C}$): Propane 냉동 Cycle로 NG를 냉각, Pure Refrigerant임으로 등온 열교환을 하고 Heating Curve가 Flat하게 나타남.
- 2) Liquefying ($-40^{\circ}\text{C} \sim -100^{\circ}\text{C}$): Mixed Refrigerant가 열교환을 담당하며, Natural Gas가 상변화 하는 구간임으로 Cooling Curve가 Flat한 경향을 보이고, NG의 Cooling curve에 MR의 Heating Curve를 Matching 시키는 MR 조성을 맞출 경우 MR의 Heating curve도 비슷한 경향을 나타내며 두 Curve 사이의 Gap

을 크게 키우지 않고 열교환이 가능하다.(순수 냉매 Cascade의 경우 Ethylene 이 주로 담당)

3) Sub-cooling (-100°C ~ -160°C): LNG를 과냉각 시키는 구간이며, 최종적으로 고압에서 액화된 Natural Gas가 상압 Tank에 저장될 때 감압으로 인해 발생하는 Flash Gas를 줄이기 위해 과냉각 한다. (순수 냉매 Cascade의 경우 Methane 이 주로 담당)

3.3.3 Cooling/Heating Curve를 Matching해야 하는 이유

(같은 구간의 열전달시 온도차이가 작아야 System Efficiency가 증가함)

1) 엔트로피(비가역성)의 증가: 잘 알고 있듯이 자연계는 항상 엔트로피가 증가하는 방향으로 이루어진다. 비가역성의 증가라 함은 어떠한 한 방향으로 에너지의 전달이 얼마나 효율적으로 되었는가의 척도로도 볼 수 있다.

$$dS = \frac{dQ}{T} \text{ 이므로, } \Delta S = \int_2^1 \frac{dQ}{T} \text{ 이며,}$$

$$\therefore |S_2 - S_1| = \left| \frac{\Delta Q_2}{T_2} - \frac{\Delta Q_1}{T_1} \right| \text{ 이고, } \Delta Q_2 = \Delta Q_1 \text{ 이므로}$$

$$\therefore \Delta T \propto \Delta S$$

으로 열 교환하는 두 Stream 간의 온도차가 클수록 전체 시스템의 비가역성은 증가함을 알 수 있다.

2) 냉동 사이클의 자체 열교환: LNG 액화 공정에서 냉동 사이클은 일반적으로 고압 방열 측의 온도가 Heat Sink의 온도 보다 낮은 경우가 많아서 흡열 과정 전 구간이 NG Cooling에 이용되는 것이 아니라 냉매 자체적으로 흡열측과 방열 측이 열교환을 하게 되며, 실제적으로 한 사이클을 순환시 작용하게 되는 냉각능력은 상당히 작다. 이 이유가 일반 냉동기의 효율이 300% (COP3)에 육박

하는데 비해 LNG 액화 공정의 효율이 상당히 낮은 이유이다. Heating Curve 와 Cooling Curve간의 Gap이 크다는 것은 실제 NG가 냉각되어야 하는 온도 보다 더 낮은 온도의 냉매를 생산해 내고 있다는 말이며, 결과적으로 냉매의 순환량을 필요이상으로 늘리는 역할을 하게 되어 압축기에 투입되는 동력의 소모가 커지게 된다. 따라서 System Efficiency의 감소를 가져올 수 있다. 다만 두 Curve간의 Gap을 너무 줄이게 되면 Main Cryogenic Heat Exchanger의 Minimum Approach 및 LMTD가 줄어들어 장비 Sizing이 커지는 문제가 발생 할 수 있다.

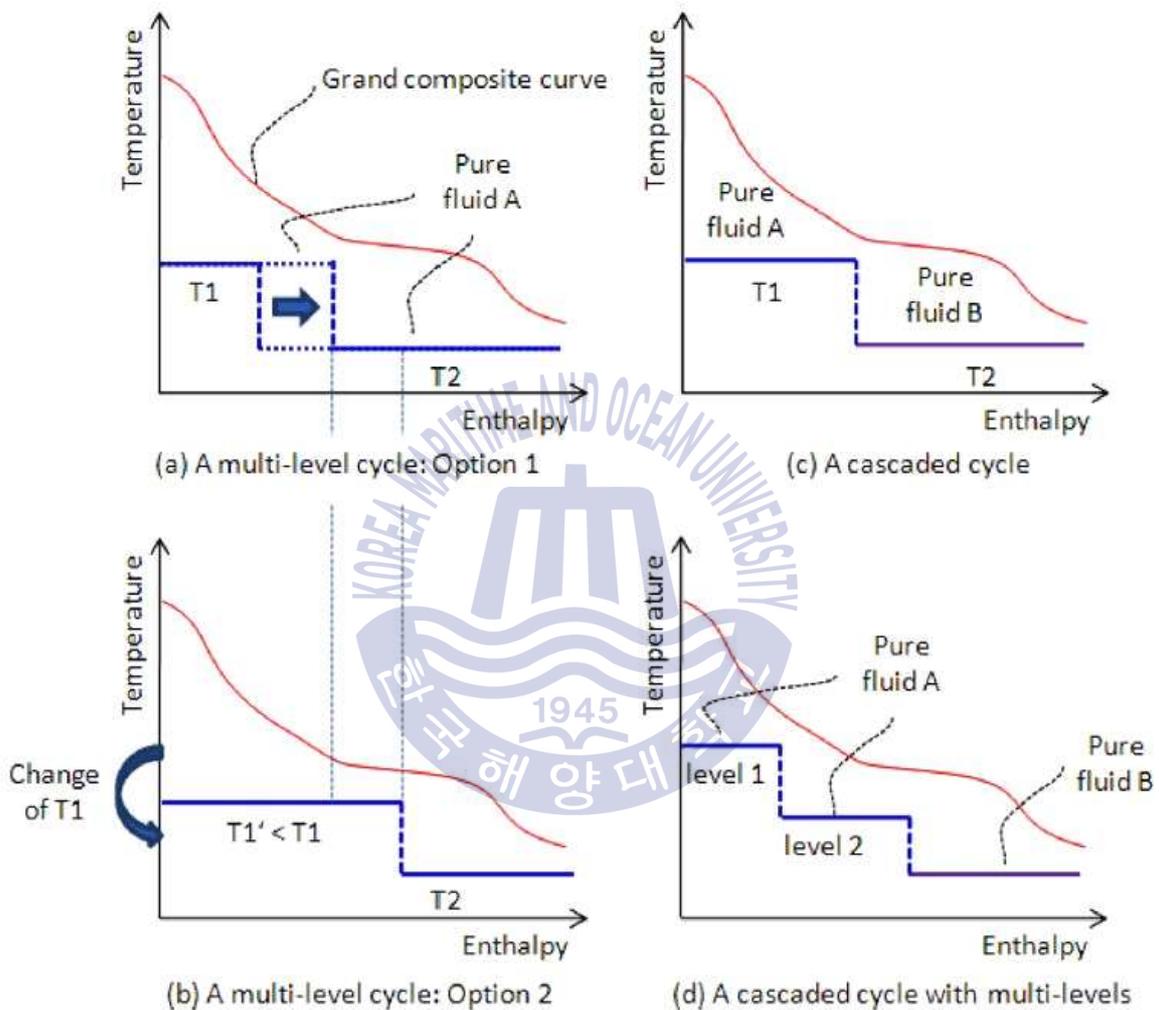
3.3.4 Number of Cycle

전술한 바와 같이 LNG 액화 프로세스는 Cryogenic 영역의 초저온 냉매를 얻어내기 위해서 일반적인 냉동 Cycle 보다 효율이 떨어지게 되며, System Efficiency 증가를 위해 Cooling/Heating Curve를 Matching 시키거나 Cooling되는 온도구간별로 적합한 냉매를 사용한다. 하나의 Cycle으로 이 작업을 수행하는 것보다 여러 사이클을 조합하여 액화 프로세스를 꾸밀 경우 좀 더 나은 효율을 가질 수 있으나, 필연적으로 장비 Count의 증가 및 프로세스의 복잡성을 높이게 된다.

3.4 냉동사이클의 열통합

[10]천연가스 액화공정의 설계에 있어서는 열통합(heat integration) 방법론을 이용하여 설계된 사이클의 효율성을 분석하고 이를 통해 최적설계가 가능하도록 한다. 열통합 방법론은 핀치기술(pinchtechnology)로 널리 알려져 있는데 공정에서의 유체간의 열교환 및 열회수 가능량을 판단하고 회수되는 열을 열 교환망, 또는 에너지 공정등을 통해 구현하는 설계방법으로서 그동안 공정산업에서 폭 넓게이용되어 왔다. 여기에서는 열통합 방법론에 대한 상세한 언급은 피하고 이 방법이 천연가스 액화공정 설계에 어떻게 활용되는지에 중점을 두고자

한다. [Fig. 3.3]에 보인 바와 같이 냉각되는 유체의 온도범위가 넓은 경우에는 단일냉매를 사용하는 단순 사이클을 이용하기보다는 온도영역을 여러 영역들로 나누고 각 온도영역별로 가능한사이클 형태를 선택하여 종합적으로 구성하는 것이 축일 소모가 적다.



[Fig. 3.11] Using Grand Composite Curve for the Design of Refrigeration Cycles

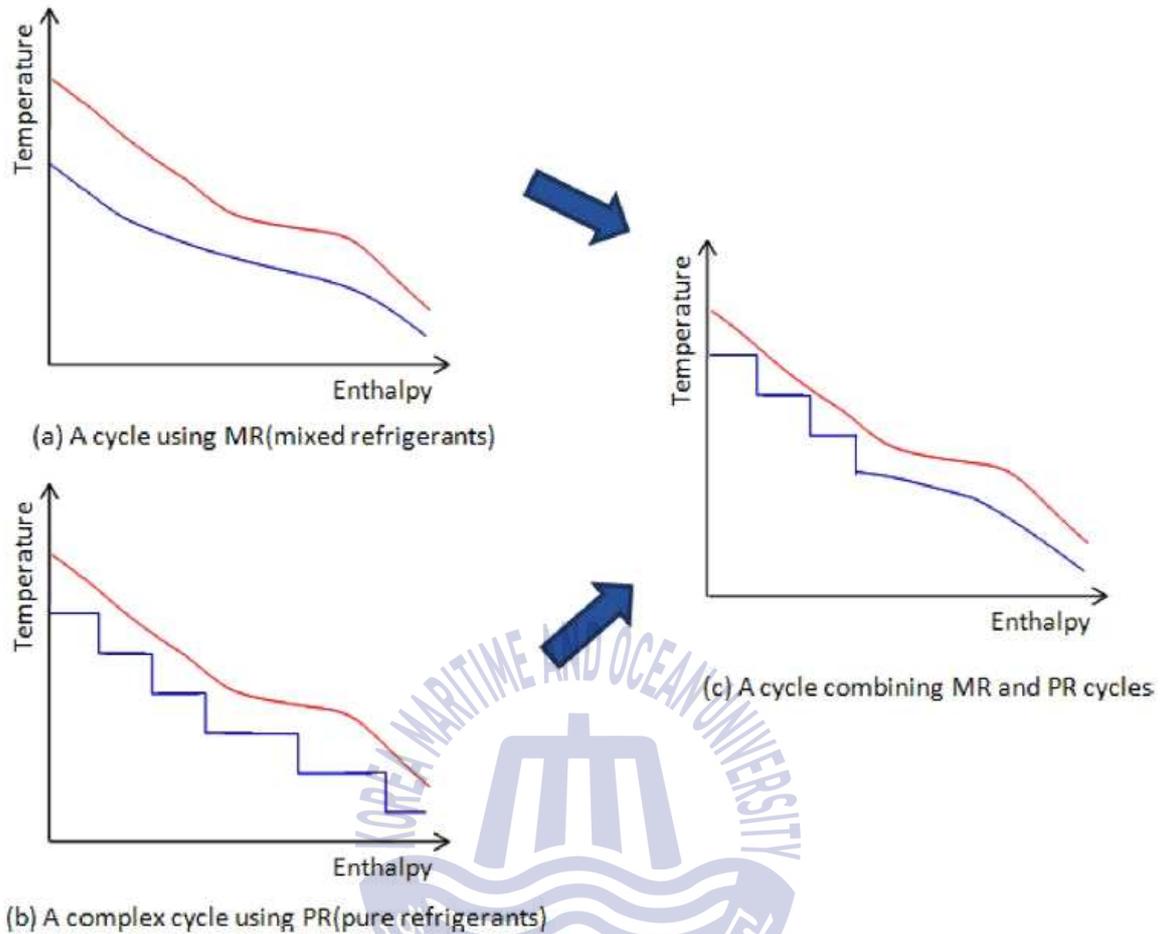
[Fig. 3.3(a)]에 보인 혼합냉매 사이클 또한 서로 다른 조성과 운전조건을 갖는 두 개 이상의 혼합냉매 사이클을 [Fig. 3.2(a)]의 경우와 같이중첩시켜 구성할 수 있다. [Fig. 3.2]에 보인 사이클들에서도 혼합냉매를 사용하는 경우를 고려하여 볼 수 있다. 이처럼 설계 가능한 모든 구조들을 서로 혼합하여 구성하는 것

이 가능하며 또한 여러 가지 경우의 수가 많이 존재하기 때문에 체계적인 시스템 해석이 필요하다. 냉동 사이클의 체계적인 진단을 위하여 열통합 방법론에서 이용되고 있는 전공정 총괄곡선(Grand Composite Curve)을 활용하여 냉동 사이클의 주요 설계인자들을 결정한다(Smith, 2005; Kemp, 2007). 전공정 총괄곡선은 공정 열흐름의 특성을 총괄적으로 나타내는 곡선으로서 온도변화에 따른 특정온도에서의 과잉 열(surplus heat)과 부족 열(deficit heat)을 표현하고 있어서 전공정 총괄곡선을 기준으로 설계되어야 하는 냉동 사이클의 구조를 결정하는 지침을 얻을 수 있다. 전공정 총괄곡선과 냉동 사이클에서 공급되는 냉각 온도 곡선간의 차이가 적을수록, 냉동 에너지 공급과 관련된 비가역성이 감소하여 결과적으로 압축기에서 소모되는 축일의 양이 감소하게 된다. 그러므로 냉동 사이클의 축일 소모량을 최소화하기 위해서는, 사이클의 구조적 변형 혹은 운전 조건의 적절한 선택을 통해 주어진 전공정 총괄 곡선과 냉각온도 공급 곡선 간의 간격이 좁아지도록 설계해야 한다.

[Fig. 3.11]는 단일냉매 사이클을 사용하는 경우에 있어서 공급되어야 하는 저온 에너지의 온도와 사이클의 용량을 전공정 총괄곡선을 활용하여 어떻게 결정하는지를 보여주고 있다. [Fig. 3.11(a)]에는 공정 데이터에서 얻은 전 공정 총괄곡선이 제시되어 있으며 T1과 T2에서 냉각 에너지를 공급하는 다단계 냉각 사이클의 구성이 나타나 있다. 냉동 사이클에서 공급하는 냉각온도가 낮을수록 압축기에서 소모되는 축일의 양이 증가하므로, 가능한 저온에서 공급되는 냉각량이 최소가 되고 고온에서 공급되는 냉각량이 최대가 되도록 하여야 한다. 온도 T1에서의 냉각량을 [Fig. 3.11(a)]의 화살표 방향으로 증가시키면 T2에서 공급되는 냉각량이 감소하여 전체적으로 사이클의 에너지 비용이 감소하게 된다. 각 온도조건에서 가능한 최대 냉각량은 전공정 총괄곡선의 형태와 열교환 허용온도차에 의해 결정된다. 결정된 온도(T1과 T2)와 그 온도에서 공급되어야 하는 냉각량을 전공정 총괄곡선을 통하여 최적화시키면 이를 기준으로 하여 냉동 사이클의 냉각용량과 장치별 용량에 대한 규격을 정할 수 있다. [Fig. 3.11(a)]의 사이클은 여러 가지 형태로의 변환이 가능하며 그에 대안 설계 지침을 전공정 총괄곡선의 형태에 따라서 얻을 수 있다. [Fig. 3.11(b)]는 Fig. [Fig. 3.11(a)]와 같은 형태의 사이클 구조를 가지는데 고온에서 공급하는 냉각온도(T1)를 낮추

어 고온에서 공급되어야 하는 냉각에너지는 증가했지만 저온(T2, level 2)에서 공급되어야 하는 냉각에너지는 감소하게 되었다. 즉 여러 냉각온도가 존재하는 복잡한 냉동 사이클의 경우 냉각온도의 선택이 중요한 최적화 문제가 되는데 사이클에서 소모되는 전체 축일량이 최소가 되도록 결정하여야 한다. [Fig. 3.11(c)]는 [Fig. 3.11(a)]와 비교하여 냉각온도는 같으나 저온과 고온의 사이클에서 서로 다른 냉매를 사용하는 경우를 구성하여 본 것이다. [Fig. 3.11(d)]에서는 [Fig. 3.11(a),(b),(c)]에서와는 달리 새로운 냉각온도를 구성하여 서로 다른 세 개의 온도에서 냉각에너지를 공급하고 있다. 고온영역에서는 다단팽창을 통하여 두 군데의 냉각 온도에서 운전되며 저온영역에서는 고온영역과는 다른 냉매를 사용한다. [Fig. 3.11]는 단일냉매를 사용하는 사이클들을 기준으로 전 공정 총괄곡선을 활용하는 방안을 보이고 있지만, 혼합 냉매를 사용하는 사이클들의 경우에도 동일한 원리로 적용하면 된다. 혼합냉매를 사용하는 냉각곡선의 형태는 운전조건과 조성에 따라 변화하므로 최적 냉각 공급압력의 결정, 다단 사이클의 도입, 그리고 다른 사이클과의 중첩여부 등에 대한 결정은 전 공정 총괄곡선의 형태를 감안하여 종합적으로 고려해야 한다.

[Fig. 3.12]는 여러 가지 냉동 사이클 구성 요소들을 혼합하여 주어진 전 공정 총괄곡선에 적합하도록 사이클을 구성하는 예를 보여주고 있다. [Fig. 3.12(a)]는 혼합냉매를 사용하여 단일 사이클로 구성된 형태이며 [Fig. 3.12(b)]는 단일냉매를 사용하는 여러 개의 단일 사이클이 중첩되어 있는 사이클을 보인 것이다. [Fig. 3.12(c)]에서는 단일냉매를 사용하여 세 개의 공급온도 조건을 갖도록 고온영역에서 사이클을 구성하고 저온영역에서는 혼합냉매를 활용한 단일사이클로 공급하도록 하여 전 공정 총괄곡선의 형태와 냉각곡선의 형태가 조화롭게 배치되도록 하고 있다. [Fig. 3.12]에 보인 방법을 따라 [Fig. 3.11]에 나타낸 여러 가지 구성요소들과 혼합냉매 사이클을 적절히 배합하여 선택함으로써 새로운 공정의 설계가 이루어진다.



[Fig. 3.12] Combining Various Design Options of Refrigeration Cycles

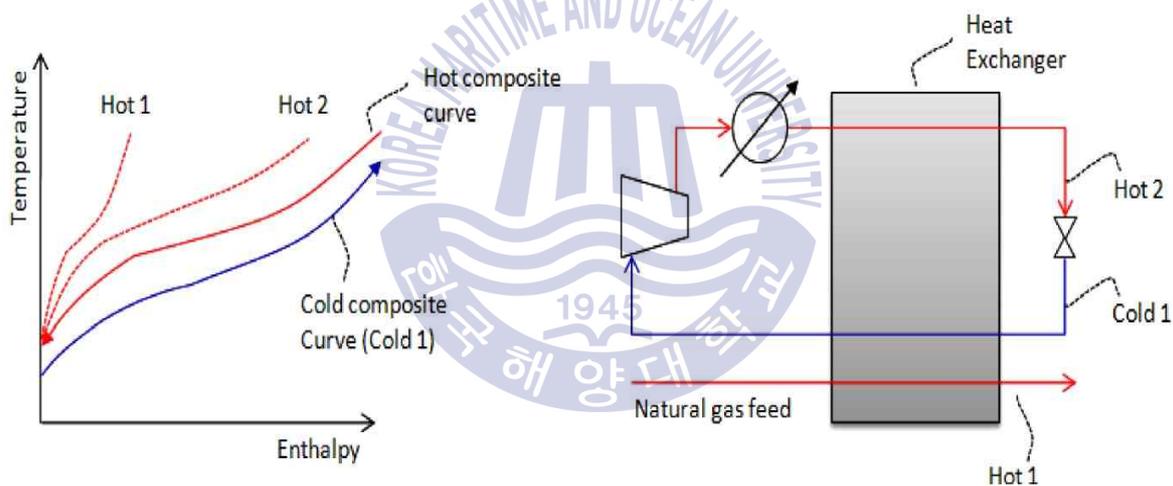
3.5 천연가스 액화공정 사이클

천연가스 액화공정에서는 [Fig. 3.11]와 [Fig. 3.12]에 보인 여러 가지 냉동 사이클 설계 요소들이 조합되어 다양한 형태로 이용되고 있다. 현재 LNG산업에서 많이 이용되고 있는 사이클들의 특징을 살펴보기로 한다.

3.5.1 SMR(Single Mixed Refrigerant) 사이클

[Fig. 3.13]에 보인 SMR 사이클은 메탄, 에탄, 프로판, 이소펜탄(isopentane), 그리고 질소로 구성된 혼합냉매를 단순한 단일 사이클로 운용하는 공정이다. 공

정이 간단하고 사용되는 장치의 수가 상대적으로 적어 다른 상용 공정과 비교하여 설비 투자비를 약 30% 정도까지 줄일 수 있다. 하지만, 사이클의 구조가 간단하여 에너지 효율이 높지 않아서 축일 소모량이 많다. SMR 사이클은 통상적으로 1.3MTPA(Million Ton per Annum, 연간 백만 톤) 정도의 중소규모 용량에 이용되며 열교환기는 주로 plate-fin 형태의 열교환기를 사용한다(Mokhatab and Economides, 2006). [Fig. 3.13]에 보인 바와 같이 SMR 사이클에서 압축기를 통과한 고압 고온의 기체 냉매는 냉각수나 공기 등에 의해 일차적으로 대기온도 정도까지 냉각되고 천연가스 냉각이 이루어지는 열교환기로 유입되어 추가적으로 냉각된다. 즉 냉동사이클에서 생산되는 저온 에너지는 천연가스 액화만을 위해 사용되는 것이 아니라 사이클에 사용되는 냉매가 팽창기를 통과하기 전 냉매의 냉각을 위해서도 사용됨을 알 수 있다.

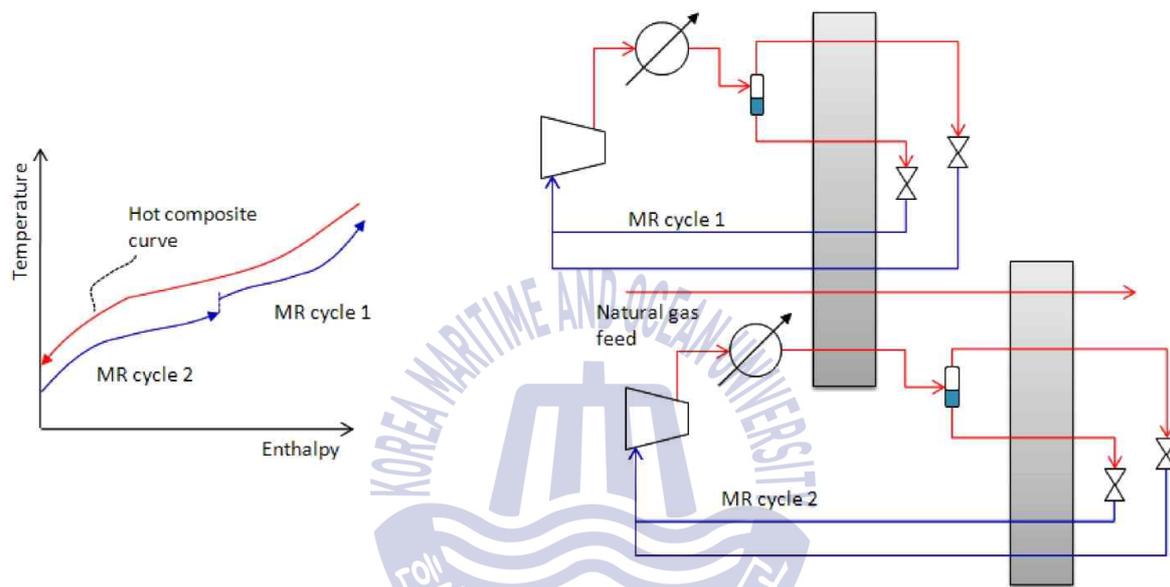


[Fig. 3.13] SMR (Single Mixed Refrigerant) Cycle

3.5.2 C₃MR(Propane-Precooled Mixed Refrigerant) 사이클

C₃MR 사이클은 육상용 LNG 플랜트에서 가장 많이 이용되고 있는 공정으로서 유입되는 천연가스를 먼저 3단계, 혹은 4단계의 중첩된 단일냉매 사이클을 이용하여 약 -40℃ 정도까지 냉각하고, 그 이후에는 혼합냉매를 사용한 사이클을 통하여 천연가스를 액화 및 과냉시킨다. 단일냉매 사이클에 프로판(C₃H₈)이 사용되며 혼합냉매는 질소, 메탄, 에탄, 그리고 프로판으로 구성된다.

용하여 천연가스를 일반적으로 -50°C 정도까지 냉각시킨다. 그 이후 천연가스의 액화 및 과냉각은 질소, 메탄, 에탄, 그리고 프로판을 주성분으로 하는 혼합냉매 사이클을 이용한다. 두 혼합냉매 사이클은 상온부분과 저온부분의 온도-엔탈피 곡선에 맞추어서 구성되며 저온에서 사용되는 혼합냉매 사이클은 분리 온도(partition temperature)에서 상온에서 사용되는 혼합냉매 사이클과 중첩되도록 구성된다(Pek et al., 2004).

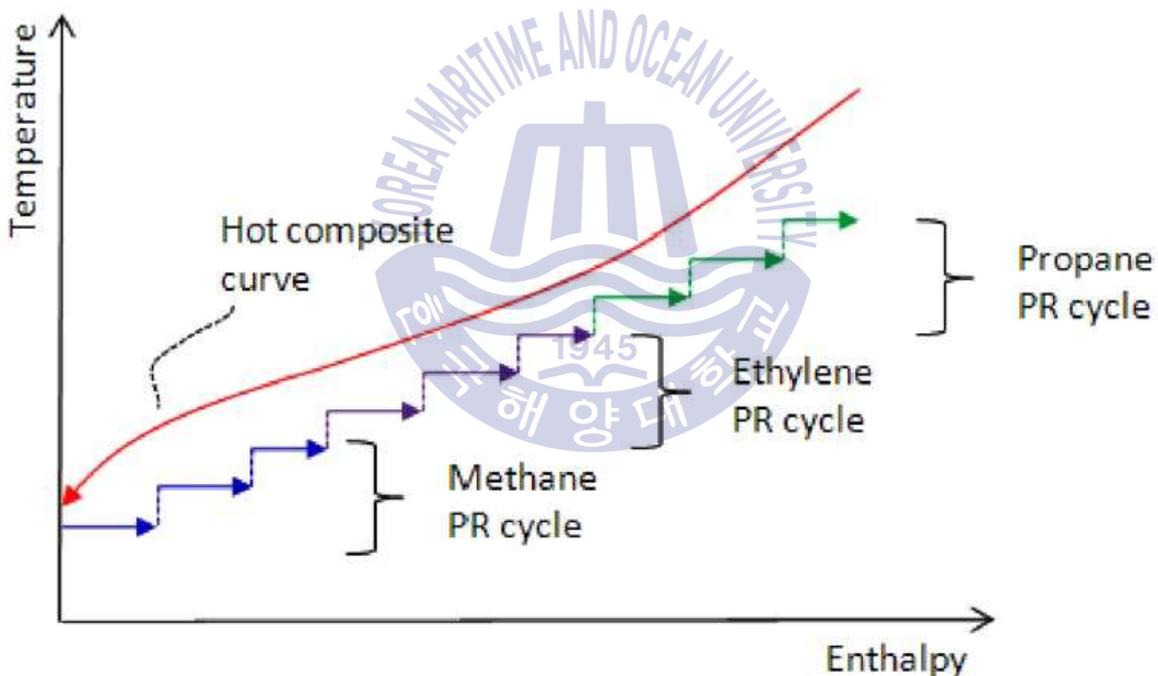


[Fig. 3.15] DMR(Dual Mixed Refrigerant) Cycle

[Fig. 3.15]에 보인 것과 같이 상온 부분에서 사용되는 혼합냉매 사이클은 첫 번째 열교환기에서 유입되는 천연가스를 냉각하며 아울러 저온 부분에서 사용되는 혼합냉매 사이클에 대한 자체 냉각을 담당한다. 저온 부분에서 사용되는 혼합냉매 사이클은 첫 번째 열교환기를 통과한 후에 기-액 분리기를 통하여 서로 다른 조성의 기체와 액체 냉매로 나뉘며 각의 냉매는 팽창 전에 추가적으로 냉각된다. 혼합냉매 사이클의 조성과 운전압력, 그리고 냉매 유량을 최적화하여 천연가스 액화를 위한 축일 소비를 최소화시킬 수 있다. 현재 C_3MR 공정과 함께 가장 에너지 효율이 우수한 사이클로 평가받고 있다.

3.5.4 CCP(Classical Cascade Process)

CCP 공정은 SMR, C₃MR, DMR 공정의 경우처럼 혼합냉매를 사용하지 않고 단일냉매 사이클을 다단계(multi-level) 중첩하여 천연가스 냉각 및 액화에 필요한 냉각 에너지를 생산한다. 사용되는 냉매의 열역학적 특성에 따라 적절한 운전 온도가 존재하며 아울러 잠열 효과가 크도록 냉매를 냉각온도에 기준하여 설정해야 하는데 이러한 기준에 따라 세 가지 냉매를 선택할 수 있다. 즉 고온영역(상온에서 약 -40℃ 까지)의 냉각은 프로판을, 대부분의 천연가스 액화가 이루어지는 저온영역(약 -40℃ 에서 약 -100℃ 까지)의 냉각은 에틸렌을, 그리고 최저온 영역(약 -100℃ 이하)에서는 메탄을 사용한다.



[Fig. 3.16] CCP(Classical Cascade Process)

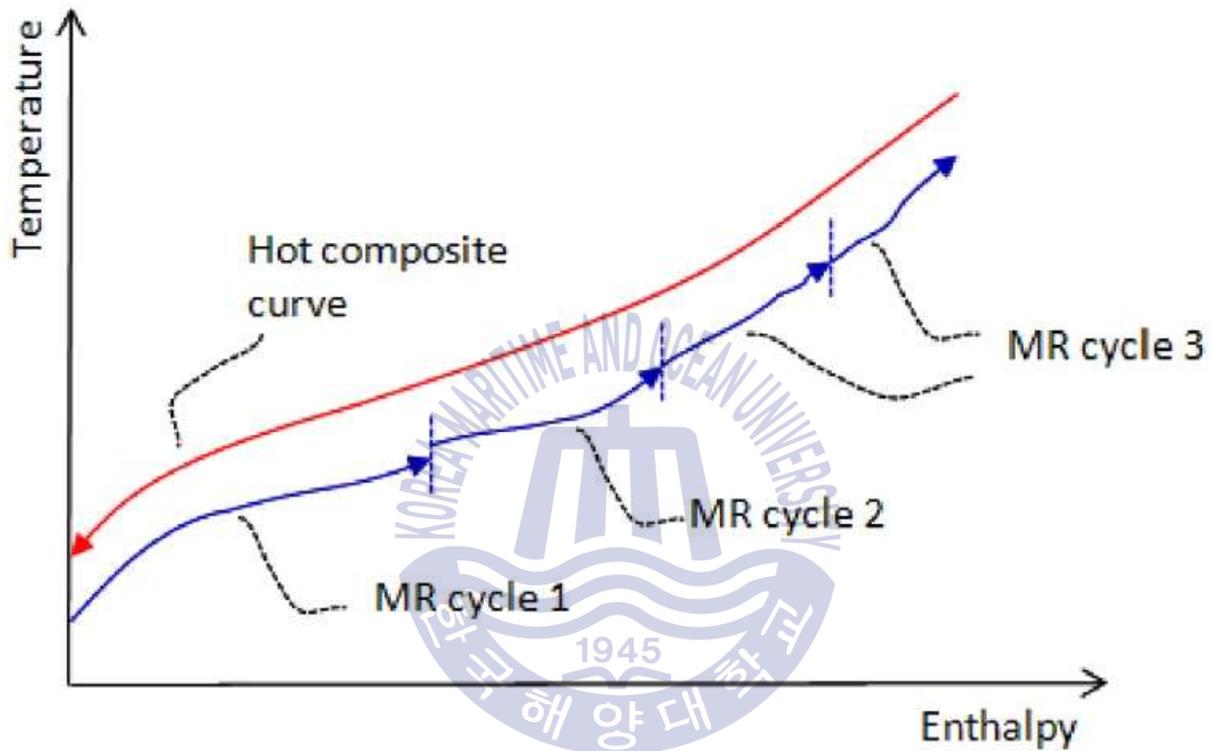
[Fig. 3.16]에 보인 바와 같이 각각의 냉매는 단일냉매를 사용하는 사이클에서 이용되며, 각각의 단일냉매 사이클은 3단계, 혹은 4단계의 중첩된 다단계 구조를 갖는다. 천연가스 냉각 및 과냉각 온도영역에서 C₃MR과 DMR에 적용된 혼합냉매 사이클이 열교환기에서의 에너지 손실이 적기 때문에(즉 뜨거운 총괄곡

선과 차가운 총괄곡선의 간격차이가 적기 때문에) CCP 공정에 비하여 C₃MR 및 DMR공정의 에너지 효율이 더 높다. CCP 공정에 적용된 단일냉매 사이클이 매우 많은 단계들을 갖게 되면 이론적으로는 CCP 공정이 매우우수한 에너지 효율을 보일 수 있으나, 많은 장치들을 도입하고 복잡한 중첩구조로 운용해야 하기 때문에 설치비용이 높고 보수유지비용이 많이 소요된다는 단점이 있다. CCP 공정의 에너지 효율을 높이기 위해서는 냉각 단계별 분리 온도들을 주어진 천연가스 냉각요구 곡선을 기준으로 하여 최적으로 결정하는 것이다. [Fig. 3.16]에 보인 CCP 사이클은 통상적으로 약 3MTPA 규모까지의 천연가스 생산공정에 많이 이용되었으며 이후에는 메탄을 사용하는 최저온 사이클 영역부분의 설계를 변형한 Optimized Cascade Cycle(OCC)이 도입되어 약 5MTPA 규모의 액화공정에 적용되고 있다. OCC 공정은 메탄을 사용하는 최저온 사이클에 액화된 천연가스의 일부분을 사이클에서 혼합하여 사용하며 최저온 사이클을 메탄이 주성분인 혼합냉매로 변형시킨 구조이다(Ransbarger, 2007). 이러한 변형은 최저온 영역에서 중첩된 단일냉매 사이클보다 에너지 효율이 높은 혼합냉매를 사용하게 됨을 의미한다. 기존 공정들에서는 냉각 사이클이 고립된 사이클(closed-loop cycle)로서 천연가스 유체 흐름으로부터 단순히 열을 제거하며 사이클에서 사용된 냉매와 공정 유체와의 혼합은 없다. 그러나 OCC 공정은 천연가스 유체가 냉매로 직접 사용되는 개방형 사이클(open-loop cycle)이라는 점이 특이하다.

3.5.5 MFC (Mixed Fluid Cascade Cycle)

MFC 공정은 DMR 공정의 확장된 형태로서 천연가스 냉각 구간을 세 구간으로 나누고 각 구간을 혼합냉매 사이클로 냉각 에너지를 공급하는 구조이다([Fig. 3.17]). 고온 온도 영역에서 사용되는 혼합냉매 사이클([Fig. 3.17]에서 MR Cycle 3)은 혼합냉매가 두 번 팽창하면서 두개의 열교환기에서 냉각에너지를 공급하는 이단구조의 형태를 갖는다(Heiersted, 2003). MFC 공정은 DMR 공정에서 보여준 혼합냉매 사이클 적용의 우수성과 CCP 공정에서 보여준 3단계 중첩구조의 효율성을 적절히 조합한 형태이지만, DMR 공정 및 C₃MR 공정과 비교하여

에너지 효율이 월등히 증가되지는 않는다. DMR 공정이나 C₃MR 공정의 저온영역에서 사용하는 혼합냉매 조성과 운전조건을 최적으로 선택하면 MFC 공정의 경우처럼 추가적인 사이클을 도입하지 않아도 충분히 높은 에너지 효율을 얻을 수 있다. 혼합냉매는 메탄, 에탄, 프로판, 질소를 사용하며 처리용량은 약 9MTPA이고 LNG 1 톤당 234 kWh의 축일을 소모한다(Heiersted, 2006).

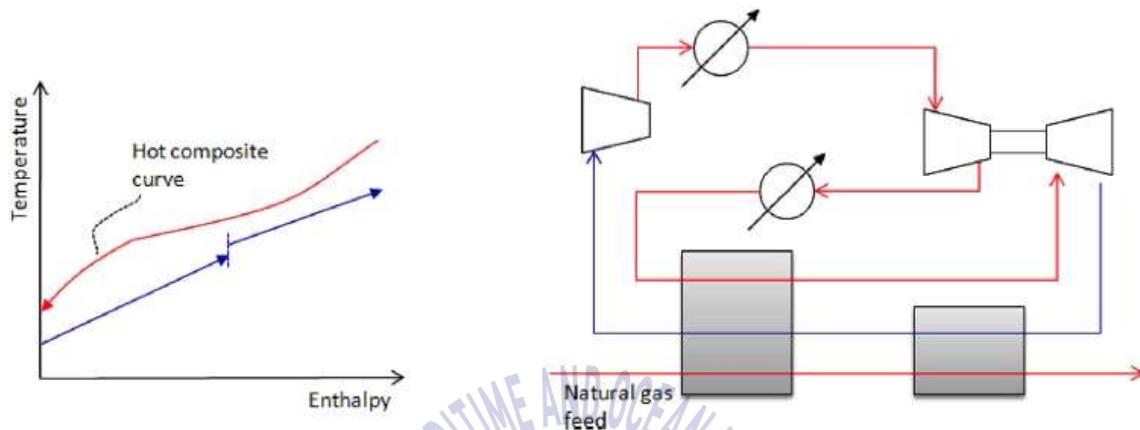


[Fig. 3.17] MFC(Mixed Fluid Cascade) Cycle

3.5.6 질소 팽창기 사이클(Nitrogen Expander Cycle)

[Fig. 3.18]은 질소를 사용한 전형적인 팽창기 사이클을 보여주고 있다. 통상적으로 압축설비와 팽창설비가 일체인 형태를 사용하며 냉매를 팽창하면서 회수한 축일을 압축기에서 사용하는 구조를 갖는다(Barclay and Denton, 2005). 위에서 설명한 여러 액화공정들은 액화된 냉매가 기화하면서 필요한 잠열을 공정 유체에서 흡수하여 유체의 온도를 낮추는 냉매의 상변화를 이용하는 방법이지만, 질소를 사용한 팽창기 사이클은 질소 냉매가 액상과 기상 간의 상변화를

통하지 않고 기체 상태로 유지되면서 고압에서 저압으로 팽창하고, 저압상태로 전환되면서 얻은 저온냉매를 냉각에 활용하는 방법이다. 질소냉매는 팽창기를 통과한 후 저온이 되며 이 저온은 천연가스 액화와 압축기를 통과한 고압 질소냉매의 자체 냉각에 사용된다.



[Fig. 3.18] Nitrogen Expander Cycle

[Fig. 3.18]은 두 개의 열교환기를 통해 상온부분과 저온부분으로 구분하여 천연가스 액화를 수행하는 구조를 갖는 사이클을 보여주고 있다. 질소를 사용한 팽창기 사이클은 C₃MR, DMR, CCP 등과 비교하여 에너지 효율이 많이 떨어지지만 냉매에 탄화수소를 사용하지 않아서 공정의조업 안전성이 우수하고 구조적으로 공정 집적도가 우수하여 해상에서 운용되는 FPSO(Floating Production Storage and Offloading) 분야에서 많이 활용되고 있다. [Fig. 3.13], [Fig. 3.14] 및 [Fig. 3.15]에 포함된 압축기들은 간단히 단일 압축기로 나타내었지만 실제로는 단계별 냉각기를 포함한 3단에서 5단 정도의 다단압축기 배열을 하고 있다. 또한 냉각되어 액화되는 천연가스를 연속적인 단일유체 흐름으로 간단하게 나타내었지만 일반적인 경우에는 냉각되는 천연가스를 액화되기 전에 열교환기 외부로 유출시키고 기-액 분리기 등의 분리장치들을 통하여 천연가스에서 NGL(Natural Gas Liquids)을 회수한 후에 나머지 천연가스들은 다시 열교환기로 유입시켜 냉동 사이클에 의해 액화된다. 또한 [Fig. 3.13], [Fig. 3.14] 및 [Fig. 3.15]에 보인 열교환기는 단일 설비로 나타내었지만 여러 열교환기들이 연속적

으로 연결된 다단(multi-stage) 열교환 구조를 갖는 경우도 있다. 예를 들면 [Fig. 3.13]에 보인 SMR 공정에서 사용되는 단일 열교환기를 다단 열교환구조로 변형할 수 있으며 열교환기들 사이에서 추가적인 기-액 분리를 도입하여 각 열교환기 별로 운전조건을 변형할 수 있기 때문에 최적 운전조건 도출을 위한 자유도가 증가함에 따라 열교환에서 발생하는 에너지 손실을 절감할 수 있다. 단수가 증가할수록 에너지 효율은 증가하지만 추가적인 장치의 도입에 따른 투자비용 상승과 다단 조작을 위한 공정의 운전 및 제어가 용이하지 않게 되는 단점이 있다. DMR 공정에서도 고온과 저온 영역에 사용되는 열교환기들을 각각 다단구조로 하는 것이 가능하며 최적화를 통하여 에너지 효율이 증가함을 보인 연구사례도 있다(Del Nogal et al., 2008). 현재 상용화되어 활용되고 있는 천연가스 액화공정에서 에너지 효율은 C₃MR과 DMR이 가장 우수하고 SMR과 질소 팽창 사이클이 가장 효율이 떨어진다. CCP공정은 C₃MR과 DMR 공정의 에너지 효율에 근접한다. MFC 공정은 C₃MR보다 우수하다고 보고되었으나 최근에 상용화되었기 때문에 에너지 효율에 대해 보고된 사례가 적으므로 여러 비교연구 사례 등을 통하여 상대적 우수성을 평가해야 한다. 소요 투자비(CAPEX, Capital Expenditure)를 비교하면, C₃MR를 기준으로 CCP와 DMR 사이클에 많은 설비투자가 요구되며 SMR과 질소 팽창기 사이클에는 적은 설비투자가 요구된다. 여기에서 주의할 점은 같은 액화공정이라도 운전되는 지리적 위치와 공정에 사용되는 설비들의 선택, 그리고 공정합성도(degree of process integration)에 따라 산출되는 가격은 큰 차이를 보일 수 있다는 사실이다. 또한 여러 가지 경제성 계산을 위해 사용된 변수들은 설계자와 발주처에 따라 매우 상이하므로 실제 액화공정의 가격 비교에는 많은 주의가 요구된다. 상대적으로 에너지 효율이 높은 C₃MR, DMR, CCP 공정들은 에너지 효율을 높게 유지하기 위하여 많은 설비를 사용함으로써 사이클의 구조를 복잡하게 설계한 것이며, SMR과 질소 팽창기 사이클은 적은 수의 설비를 사용하여 간단한 형태의 사이클 구조를 유지함으로써 투자비를 감소하는 효과를 얻는다고 설명될 수 있다. 액화 천연가스 공정도 규모의 경제(economy of scale)원칙이 적용된다. 즉 천연가스 플랜트 처리용량이 커질수록 처리되는 천연가스 단위 용량당 투자비용이 감소된다. 육상용 천연가스 액화공정에서는 대규모용량으로 설계하고 운전하는 것이 경제적이

며 C₃MR 및 DMR 공정과 같이 에너지 효율이 높은 공정이 선호된다. 소규모 용량의 액화공정에서는 에너지 효율보다는 투자비가 적고 공정이 간단한 SMR이나 질소 팽창 사이클이 많이 사용 된다. 현재 상용화되어 이용되고 있는 액화공정들의 LNG 플랜트 업계에서의 점유율을 살펴보면 2010년 기준으로 C₃MR 공정으로 LNG전체 생산액의 약 63.4%를 차지하고 있으며 그 다음으로는 Cascade Cycle을 통하여 약 15.8%가 생산되고 있다 (Robertson, 2012).



4장 LNG 공정의 크기와 특징

LNG 액화 공정은 시장에서 Licensor별로 무수히 많은 공정이 존재하나 실제 원리는 대동소이 하며, 공개된 기술이 많아 특허나 라이선스(license)에 대한 구속이 낮은 편이며, 가스 생산을 위한 경험 및 기자재나 장비의 제작기술이 보다 중요하게 평가된다. 현재 LNG Base Load 플랜트에 적용되는 기술로는 APCI의 공정이 많이 사용되고 있으며, LNG 플랜트 분야에서의 상용화 액화공정기술은 다음 <Table 10>과 같다

<Table 10> Liquefaction Process Technology for Onshore Plant

Licensor	Technology
Air Producers & Chemicals, Inc. (APCI)	SMR Process Technology
	Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant (PMR/ C3-MR) Process Technology
	AP-X™ Process Technology
Conoco-Phillips	Pure refrigerant cascade CoP LNG SM Process (Formerly Phillips Optimized Cascade Process)
Pritchard	PRICO(Single Mixed Refrigerant : SMR Cycle) Technology
IFP-Axens	Liquefin Technology
Technip-L'AirLiquid (Snamprogetti)	Tealarc(Double Pressure SMR) Process
	Tealarc(Double Cycle MR) cascade Process
Shell	Dual Mixed Refrigerant(DMR) Technology
Statoil-Linde	Mixed Fluid Cascade(MFC [®]) Process Technology
COSRAIN	Multi-stage mixed refrigerant cycle process

** Pure refrigerant cascade; Propane, ethylene, methane cascade refrigerant cycle

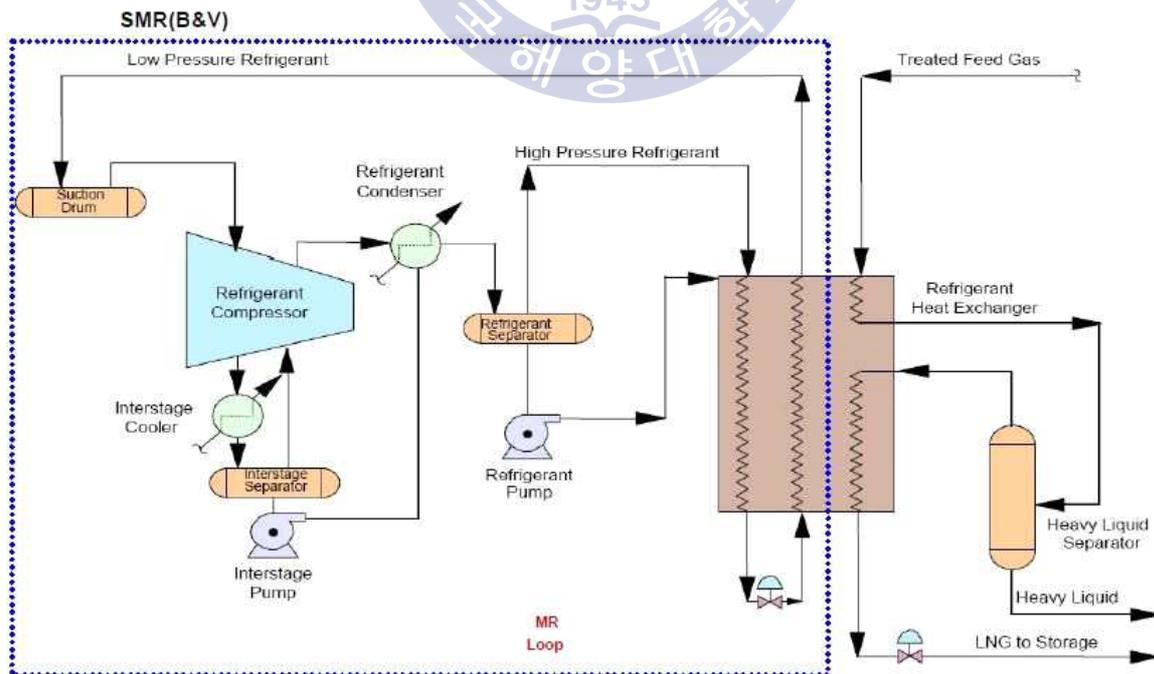
4.1 Small / Mid scale

FLNG의 주 Target인 Stranded Gas Field의 경우 중소 규모 Well이 많이 있고, 매장량 Base로 Profitable한 연간 생산량은 중소 규모의 2 MTPA 이하 급이 실

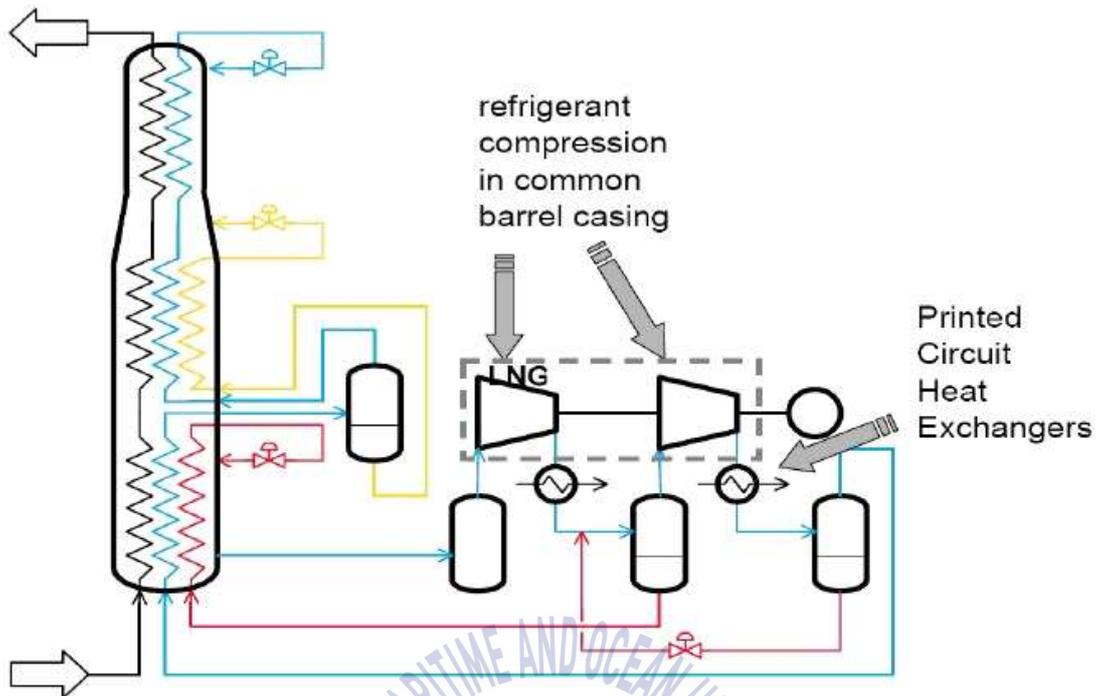
현 가능성이 높다. 또한 FLNG Project가 초기이기 때문에 실제 진행 시 어떠한 Accident가 있을지 모르는 상태임으로, 대형 보다는 중/소형에 장점이 있다고 판단된다.

4.1.1 Single Mixed Refrigerant Process

일반적으로 Mixed Refrigerant는 증기 압축식 냉동 사이클(J-T Expansion Refrigeration System)의 냉매로서 사용되며, 이는 순수 냉매의 경우 Cascade로 구성하지 않는 경우 응축온도가 Heat Sink의 온도보다 낮기 때문에 Single Cycle으로는 Refrigeration을 꾸밀 수 없기 때문에, 여러 응축온도를 가지는 냉매를 섞어서, Heat Sink(Air, Cooling Water 등)으로 응축시킬 수 있게 하기 위함이다. SMR 공정의 대표적인 Licensor들의 Schematic Diagram이며 각 공정들의 경우 원리는 거의 같으나 Minor 장비의 구성 또는 장비 Type에 따라 일부 차이가 있다. SMR Process는 Onshore에서 LNG 생산량 1 MTPA(Million Ton Per Annum)이하의 소규모 액화 공정 및 Peak Shaving 용으로 주로 사용 되었 으며, Mid-Scale(2MTPA 급) FLNG 에서의 액화 공정으로 주목 받고 있다.



[Fig. 4.1] SMR(B&V)



[Fig. 4.2] LiMuM(Linde)

1) Peak Shaving

PNG(Pipe Line Natural Gas) Facility 등에서 일정량의 PNG를 공급받아 Supply 할 경우 겨울 등 특정한 시기에 NG 소모량이 극심할 때를 대비하여 소규모 액화설비를 두어 여유가 될 때 액화하여 저장해 두었다가, Peak시에 기화하여 Supply 하는 설비.

2) 액화 공정의 Efficiency

LNG 액화 공정의 Efficiency는 NG의 액화 압력과 Feed Gas의 조성, 그리고 NGL Extraction의 Integration 여부 등 여러 주변 조건에 따라 같은 공정이라 할지라도 일부 차이를 보이며, 또한 표시 할 때 각 Licensor별 또는 작성자에 따라 차이가 있을 수 있으며 이를 정리하면 다음과 같다.

☞ kW/(ton/d), kW/(LNG ton/d): 하루에 LNG를 1톤 생산된다고 볼 때, 투입되는

일량.

☞ kwh/kg: 시간단 LNG 1kg를 생산된다고 볼 때 투입되는 일량

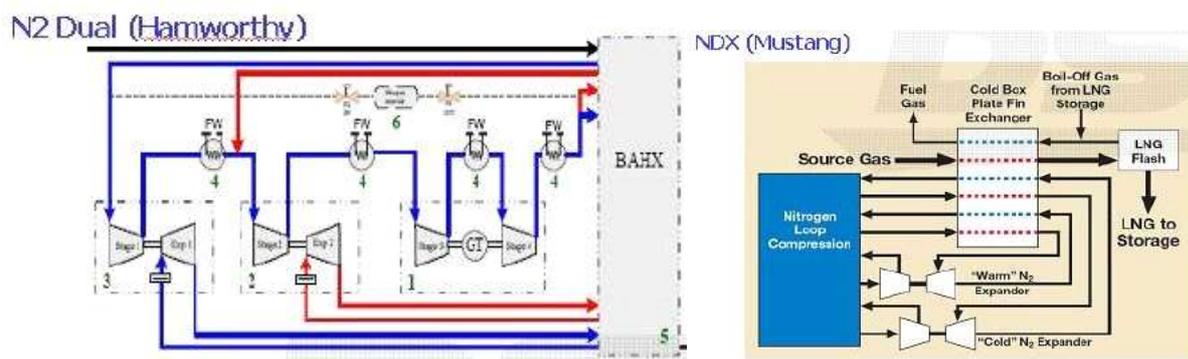
위 두 단위는 생산량당 투입되는 일량을 의미하므로 일반적인 효율과는 달리 낮을 수록 좋다.

☞ mmscfd Product/Feed (%): 총 투입되는 Feed Gas 당 Fuel 로 사용되고 남은 실제 LNG 생산(액화)량

☞ Thermal Efficiency (%): 특정온도의NG 가 LNG 가 되기 위해서 제거해야 하는 열량 당 투입되는 일량

4.1.2 N₂ Dual Expander Process

기본적으로는 Gas Expander Process이며, Reverse Brayton Cycle의 변형으로서 일반적으로 말하는 N₂ Expander Process는 N₂ Single Expander Process를 말하며, 이는 현재 선박의 BOG 재액화 장치에 주로 많이 사용되었다. Dual Expander Process는 Single Loop에 Expander를 추가하여, 내부 적으로 일종의 Cascade 효과를 얻어내어서 System Efficiency를 높여 주는 역할을 하게 된다. Single Expander Process 대비 30%가량 효율 증진 효과가 있다. Gas Expander Process는 J-T Expansion과 대비하여 Cycle 중 일을 얻어 내는 등 더 좋은 효과를 가질 것 같으나 Gas 냉매의 특성상 냉각능력이 떨어져 MR공정보다 효율이 떨어진다는 또한 냉매가 Nitrogen이기 때문에 Safety 측면에서 가장 좋은 점수를 받고 있어 Mid Scale급의 FLNG Project에서 각광 받고 있다.

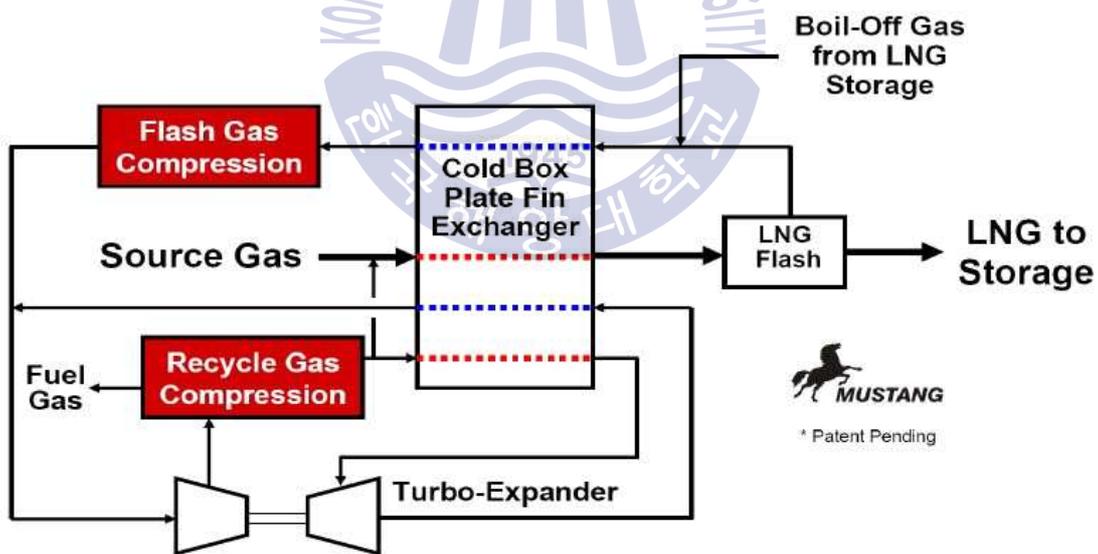


[Fig. 4.3] N₂ Dual Expander Process

4.1.3 Open Expander Process

일반적으로 액화 Cycle은 Closed Loop를 구성 하지만, 냉매 손실누설 량을 따로 채워 주는 설비를 두어야 하는 단점이 있다 Open Expander Process는 Feed Gas 또는 End Flash Gas를 냉매로 사용함으로써 Open Loop를 형성하여 냉매를 따로 보충해 줄 필요가 없는 장점이 있다. 또한 Refrigerant Storage Tank를 따로 두지 않아도 됨으로 Safety 측면에서 MR Cycle 보다는 안전성이 높은 편이다. C₁/N₂ Dual Expander 프로세스의 경우는 Closed N₂ Loop 와 Open C₁(Feed) Loop 를 가지며, 효율 증대를 위해 액화 압력을 높여야 할 경우, 냉동을 위한 Methane Compressor 와 NG Boosting Compressor를 Common 으로 사용할 수 있는 장점도 있다. 효율은 N₂ Dual Expander Process와 비슷한 수준이며 역시 Mid-Scale급에 적합하다.

OCX (Mustang Open Cycle Expander Process)



[Fig. 4.4] OCX(Open Cycle Expander) Process

4.1.4 Mid Scale 액화 Process Summary

전술한 바와 같이 액화 공정은 각기 장단점을 가지고 있으며 프로젝트를

Leading 할 때 Plant Philosophy와 제약사항에 따라 선택되며 주요사항을 Summary 하면 아래와 같다.

<Table 11> Mid Scale Liquefaction Process Summary

● Liquefaction Process Efficiency vs. Revenue

※ If GT is applied as prime mover of refrigerant compressor, the output power is limited, and 40~50 MW is need to liquefy natural gas for the capacity of 2MTPA.

<Assumption>

- ☞ Output power of the gas turbine is 43.5MW(X 2Sets) at the site condition.
- ☞ The production uptime is 365day/Annual
- ☞ LNG price is 7 USD/MMBTU, the typical LNG calorific value is assumed 51.4MMBTU/LNG ton.

	Efficiency	Production Rate	Revenue	Remark
SMR	15 kw/(ton/day)	2 MTPA	722.2 Mil.USD/Annual	100%
N ₂ Dual Expander	18 kw/(ton/day)	1.67 MTPA	603.0 Mil.USD/Annual	83.5%
Open Expander	18 kw/(ton/day)	1.67 MPTA	603.0 Mil.USD/Annual	83.5%

● Refrigerant Inventory and Safety Risk

	Refrigerant	HC Inventory	Safety Risk
SMR	Hydro Carbon Mixture	Refrigerant Vessel	High
N ₂ Dual Expander	Nitrogen	None	Low
Open Expander	Natural Gas and etc.	Only in Process Loop	Medium

4.2 Large Scale

System의 Efficiency는 동일 Prime Mover 사용시 연간 생산량과 직결되는 문제이며 곧 LNG Plant 가 연간 벌어들이는 수익과 직결된다. 따라서 초기 투자비(CAPEX)와 Operating Cost(OPEX)를 고려하여 연간 수익 대비 투자비를 계산해 보면, 대형으로 갈수록 공정의 복잡성과 CAPEX 가 높아지더라도 System

Efficiency 가 높은 액화 Process 가 선택되어야 한다. 따라서 대형공정들은 두 개 이상의 Cycle을 가지면서 Efficiency를 높인 프로세스들이 주를 이룬다. 아래 대형 공정들은 일부 미소한 차이는 있으나 10-12kw/ton/d)의 System 효율을 가지고 있다. 일반적으로 FLNG에서는 3MTPA 이상을 대형급이라고 하며, 이 경우에는 아래와 같은 공정들이 고려되어야 한다. 아래에서 용량은 Plant Base Load 로서 육상 기준임으로 용량 결정은 Process Efficiency 기준으로 다음 공식과 같이 구할 수 있다.

☞ FLNG 의 LNG Production Rate

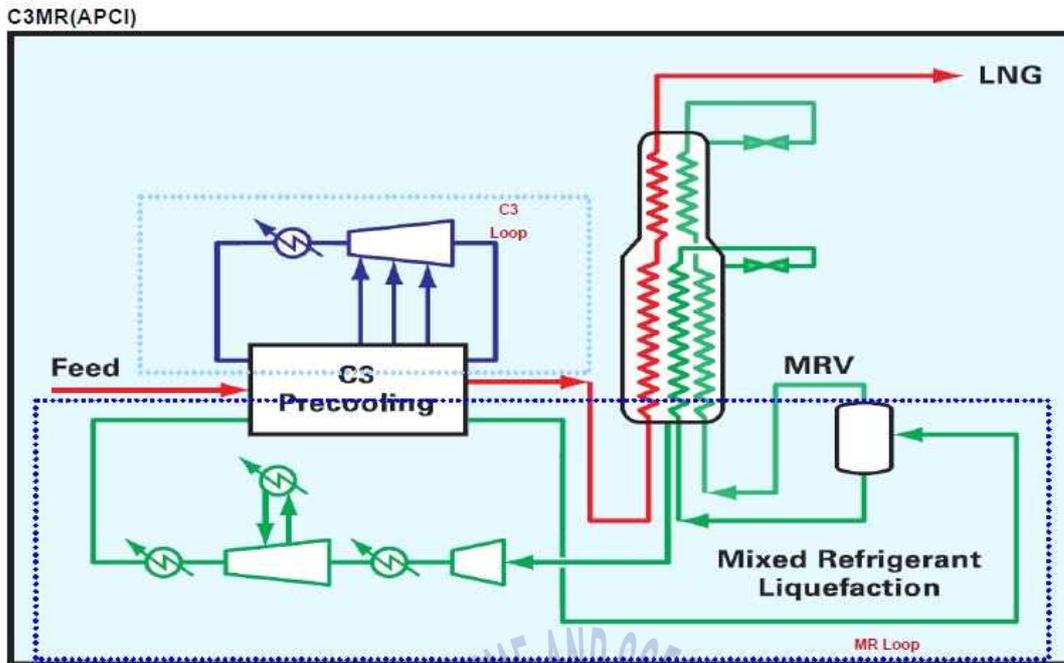
$$= ?(kW) \div ? \left(\frac{kW}{ton/d} \right) \times 365 \left(\frac{day}{Annual} \right) \times ?(\%) \times \left(\frac{1Million}{10^6} \right) = ?MTPA$$

= Out Power of Prime Mover ÷ Efficiency of Liquefaction Process x 1 Annual x System Availability

아래에는 대표적인 대형급 LNG 액화 공정을 소개한다. 이외에도 비슷한 Concept 의 다른 Licensor의 공정이 있을 수 있음을 주지하여야 한다.

4.2.1 C₃MR

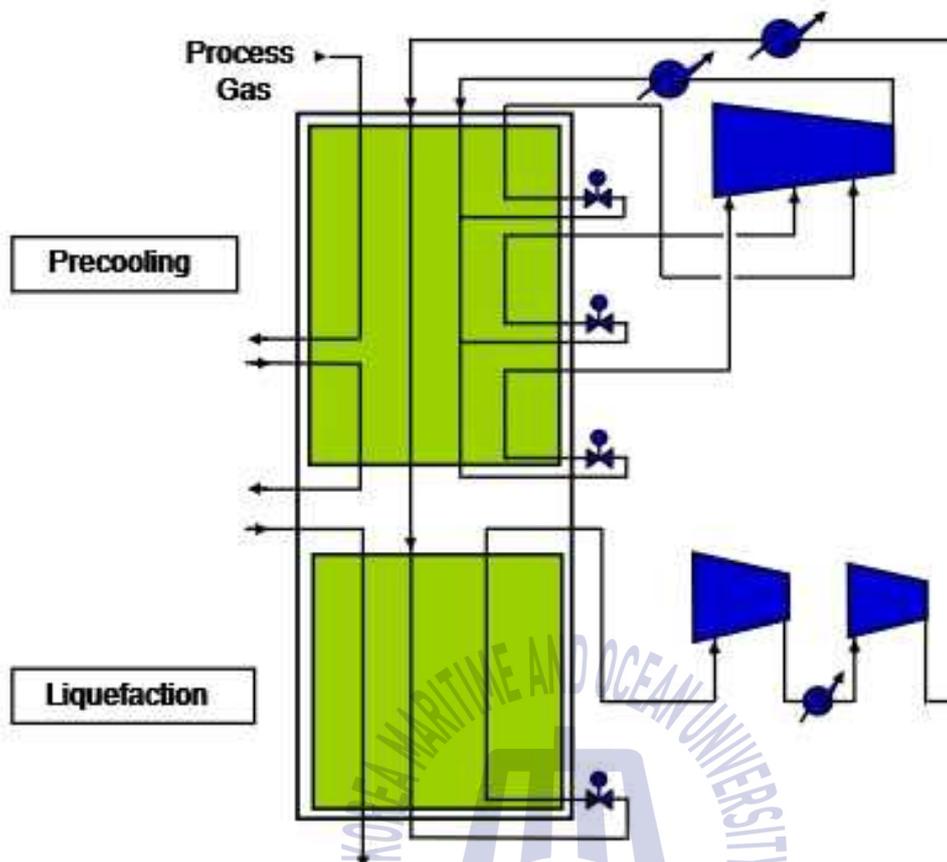
[Fig. 4.5] C₃MR(APCI) 액화 공정은 육상 LNG Plant 의 액화 공정으로서 70% 이상 가장 많이 적용되었으며, 두 개의 Cycle 으로 구성되어 있으며, Propane(C₃H₈) Refrigeration Cycle이 Pre-Cooling을 주로 담당하고, MR Cycle이 Main Liquefaction Process로 작용한다. FLNG 적용시 Propane이 폭발성이 높아서 Safety 측면에서 Risk가 있다.



[Fig. 4.5] C₃MR(APCI)

4.2.2 Liquefin TM Process

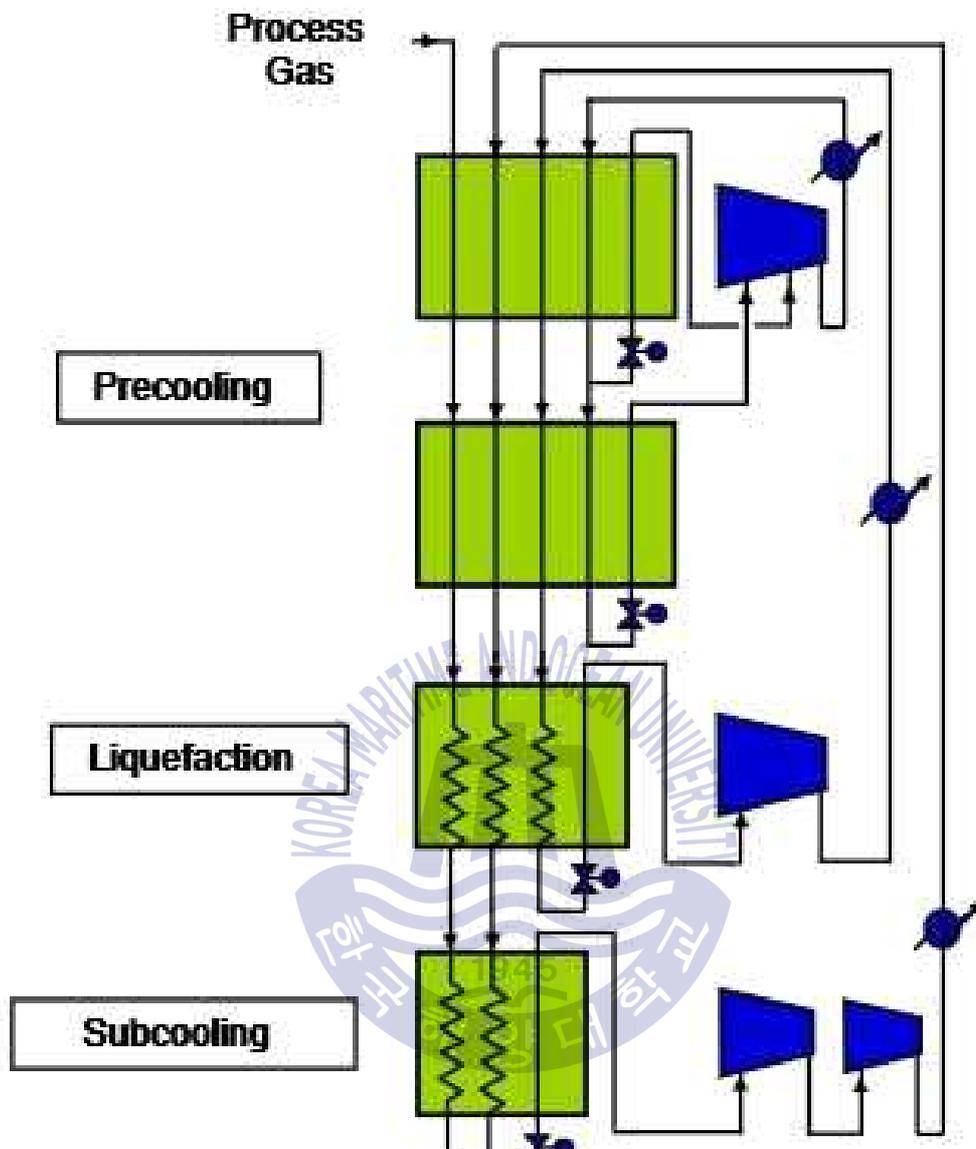
DMR Process의 일종으로 Pre-cooling 용 MR Cycle과 Main Cooling 용 MR Cycle 이 있는 두 개의 사이클로 구성된 공정이다. 특징은 일반적인 MR Cycle 이 Main Cryogenic Heat Exchanger로 SWHE를 쓰는데, [Fig. 4.6] Axens Liquefin Process는 PFHE Type을 적용하였으며, PFHE를 하나의 Cold Box에 온도 레벨 별로 아래 위로 배치하면서 PFHE의 각 Core가 받는 Thermal Stress를 줄였다.



[Fig. 4.6] Axens Liquefaction Process

4.2.3 MFCP(Mixed Fluid Cascade Process)

Cascade Cycle의 일종으로 일반적인 Cascade는 순수 냉매를 사용하나 [Fig. 4.7] Statoil Linde Mixed Fluid Cascade Process(MFCP)의 경우 Mixed Refrigerant 을 Pre-Cooling, Liquefying 그리고 Sub-cooling 으로 각기 나누어 3 개의 Cycle 을 구성하였다. 높은 효율을 가지나 장비 Count가 많은 단점이 있다.

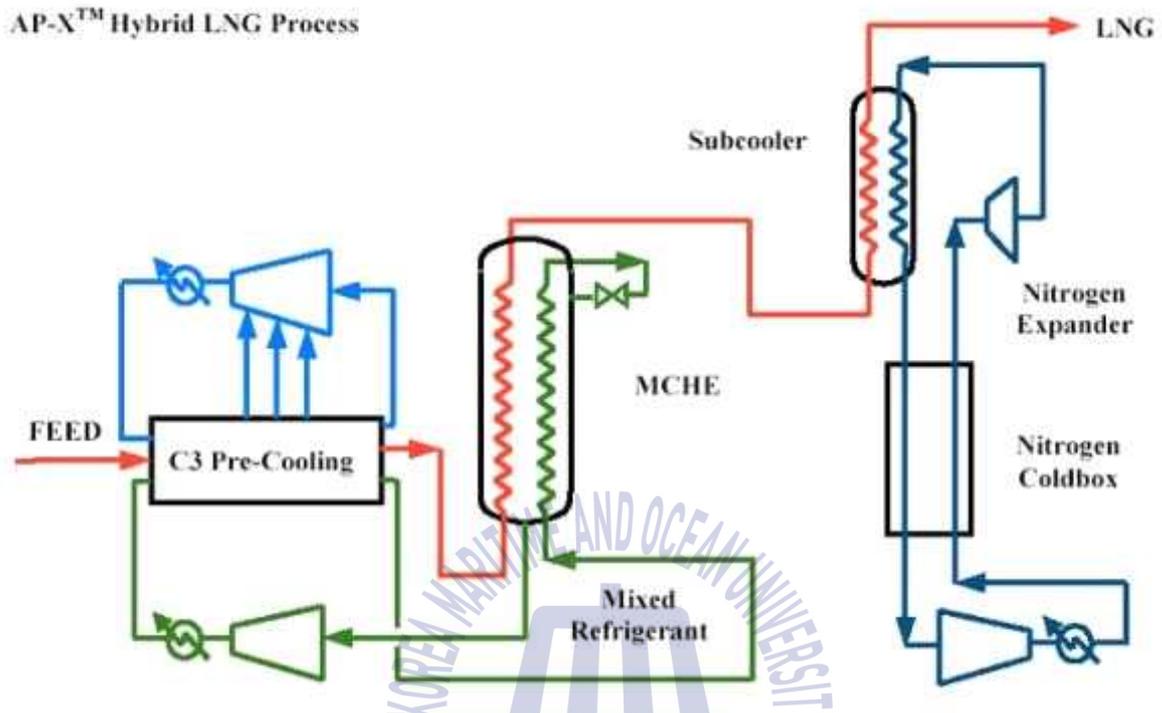


[Fig. 4.7] Statoi Linde Mixed Fluid Cascade Process(MFCP)

4.2.4 AP-X

[Fig. 4.8] AP-X 액화공정은 C3MR에서 한 단계 발전된 프로세스로 기존 Pre-Cooling용 Propane Cycle과 Main Cooling용 MR Cycle에서 Main Cooling 역할을 Liquefying 과 Sub-Cooling으로 나누어, Liquefying은 MR Cycle이 담당하고 sub-Cooling은 Nitrogen Expander Cycle이 담당한다. 일종의 Hybrid Type 으

로 현 시점에서는 가장 Complex한 Type의 액화 프로세스이다.



[Fig. 4.8] AP-X Liquefaction Process

4.3 LNG 액화 공정 비교 Summary

LNG FPSO의 경우 1.5MTPA ~ 3MTPA 수준의 중 소규모가 실현 가능성이 높으며, 적합한 액화 Process로서 Gas Expander Cycle과 Single Mixed Refrigerant Cycle이 주목 받고 있다. Gas Expander Process의 경우 Cycle 특성상 Cycle Efficiency가 낮은 단점이 있어 일정 규모(2MTPA 급) 이상의 액화 공정에서는 Single Mixed Refrigerant Process가 적합한 것으로 판단된다. 3MTPA 이상의 대형 FLNG의 경우 Efficiency의 중요성이 크기 때문에 2Cycle 이상의 C₃MR 또는 DMR이 유력하고, C₃MR의 경우 Propane의 폭발 위험이 커서 Safety 측면에서 불리하며, DMR이 Load Sharing이 우수한 측면이 있으나 Track Record와

System Complexity 측면에서는 C₃MR이 우수한 것으로 판단된다.

<Table 12> Comparison of Liquefaction Process(1)

	SMR	C ₁ -N ₂ Expander	PMR(DMR)	C ₃ MR
Project	Onshore	Höegh FPSO	Generic FLNG	Onshore
Licensor	Black & Veatch	CB&I	Shell	APCI
Efficiency	Medium(14.5~15.5)	(Low,19~21)	High(11~12)	High(11~12)
Capital Investment	Low	Medium	Relatively High	High
Equipment Count	Low	Medium	High	High
HC Refri. Storage	Medium	None	Medium	Large
Compact(Footprint)	High	Medium	Low	Low
HTX Motion Impacts	Relatively Low	Low	Medium	Medium
Remark	<ul style="list-style-type: none"> ✓ C₃MR, PMR 대비 효율 낮지만, 공정이 상대적으로 Compact 함으로써 CAPEX, 운전성 등의 장점이 있음. ✓ Mid Scale 급 Offshore Liquefaction 공정에 적합함. ✓ Hydrocarbon Mixed Refrigerant Storage를 별도 설치하므로 N₂ expander 대비 Risk 가능성이 단점임. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ 효율이 가장 낮아서 OPEX가 가장 큼. ✓ Refrigerant Storage가 없으므로 Risk가 가장 낮음. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ 효율, CAPEX 고려 시 대용량 3MMTPA 이상 적합하므로 대형 LNG FPSO에 고려. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ 육상 Land Base 액화 공정에 최대 실적이 있음. ✓ 효율, CAPEX 고려 시 대용량 3MMTPA 이상 적합하므로 대형 LNG FPSO에 고려.
Note	1. Efficiency unit : KW/(ton/day) 2. Best Process를 의미함.			

<Table 13> Comparison of Liquefaction Process(2)

	LiMuM	OCX	HMC
Project	SBM FLNG	Teekay	FLEXLNG
Licensors	Linde	Mustang	Aragon
Efficiency	Medium(14.5~15.5)	Relatively low (16.7~19.16) Pre-cooling 유무에 따라	Relatively low (16.7~22.9) Based on HMC Distributed file
Capital Investment	Relatively Low	Medium	Medium
Equipment Count	Relatively Low	Medium	Medium
HC Refri. Storage	Medium	None	None
Compact(Footprint)	Relatively High	Medium	Relatively High
HTX Motion Impacts	Relatively Low	Low	Low
Remark	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Single MR Cycle 이나 LiMuM은 MR을 온도 단계별로 팽창 시켜, 다단계 MR Loop를 구성함. PRICO보다 조금 복잡해짐. ✓ Mid Scale급 Offshore Liquefaction 공정에 적합함. ✓ Hydrocarbon Mixed Refrigerant Storage를 별도 설치 하므로 N₂ Expander 대비 Risk 가능성이 단점임. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Flash gas 및 BOG 의 처리 장비가 따로 필요 없이 Liquefaction Process와 Integration. ✓ MR의 조성이 Flash Gas 조성에 따라 영향으로 많이 받으 며, 때문에 Feed gas 조성에 따라 Process condition을 조정해야 함. ✓ Refrigerant Storage가 없으므로 Risk가 가장 낮음. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Refrigerant Storage가 없으므로 Risk가 가장 낮음. ✓ Refrigerant로 Inert Gas인 N₂를 사용함으 로 안정성이 높음.
Note	1. Efficiency unit : KW/(ton/day) 2. Best Process를 의미함.		

5장 미니 LNG용 액화 사이클 특성 분석

5.1 천연가스(Natural Gas, NG)의 정의

천연가스란 메탄(Methane, CH_4)을 주성분으로 하고 소량의 에탄(Ethane, C_2H_6), 프로판(Propane, C_3H_8), 부탄(Butane, C_4H_{10}), 펜탄(Pentane, C_5H_{12}), 이산화탄소(CO_2), 질소(N_2), 헬륨(He), 유분(Oil waste), 먼지(Dusts), 물(Water) 등이 포함되어 있는 화석연료를 의미한다. 이것은 천연가스전(Natural gas field), 유전(Oil field) 및 탄전(Coal beds)등에서 산출되며 진정한 의미의 천연가스란 가스전에서 산출되는 가스를 말하기도 한다. 가스전 등에서 채굴되는 천연가스는 그대로는 사용할 수가 없고 천연가스에 포함된 불순물(Impurities)을 제거하는 과정을 거쳐야 한다. 특히, 이산화탄소, 황 화합물 및 물 등은 사용 전에 반드시 제거되어야만 한다. 위에서 열거한 불순물은 대기를 오염시키거나, 인체에 흡입시 독성으로 인체에 유해하며 또한 이산화탄소는 저온에서 고체상태로 존재하기 때문에 사용하는 펌프 등의 장비에 치명적인 손상을 주기 때문에 사용 전에 반드시 제거 공정(Natural gas processing)을 거친다. 채굴되는 천연가스의 성분비는 가스전마다 차이를 보이며 대략 메탄의 성분비가 85%~99% 정도를 점유한다. 천연가스란 알칸기의 탄화수소류($\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$)를 주성분으로 소량의 질소 등이 포함된 자연 상태에서 채굴되는 가연성가스를 총칭한다.

천연가스의 종류에는 가압천연가스(CNG), Natural Gas Liquids(NGLs), 메탄 하이드레이트(methane hydrate)가 있다. 가압천연가스(Compressed Natural Gas, CNG)는 가스전 혹은 유전에서 채굴한 천연가스를 액화하지 않고 고압(3,600 PSIG, 25MPa)의 가스 상태로 유지하여 파이프라인을 통해 산지에서 소비지로 운송하는 형태의 가스다. NGLs는 비점이 낮은 메탄과 에탄의 복잡한 액화과정 중 비점이 상대적으로 높은 프로판, 부탄 등의 고급탄화수소들은 자연히 액체 상태로 변화하게 되는데 이때 액화된 탄화수소를 일반적으로 NGLs라 부르고 있다. 메탄 하이드레이트는 낮은 온도와 높은 압력에서 천연가스의 주성분인 메탄 분자가 물 분자 내에서 입체적으로 결합하여 형성된 고체상 결정체(Solid-phase crystal)를 말한다.

<Table 14> Physical and Chemical Properties of Natural Gas(1)

Properties	Methane	Ethylene	Ethane	Propylene	Propane	n-Butane
Symbol	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₅	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀
분자량 (Molecular weight)	18.04	28.05	30.1	42.08	44.1	58.12
기체상수(KJ/kg.K)	0.5182	0.2964	0.2765	-	0.1885	0.143
임계온도(K)	191.1	282.4	305.5	-	370	425.2
임계압력(Mpa)	4.64	5.12	4.88	-	4.26	3.8
Volume(m ³ /kmol)	0.0993	0.1242	0.148	-	0.1998	0.2547
비점(1기압에서,°C)	-161.5	-104	-88.6	-47.7	-42.8	-0.5
액체비중 @°C	0.42@b.p.	0.57@b.p.	0.45@0	0.514@20	0.503@20	0.578@20
기체밀도(kg/m ³)	0.554	0.975	1.04	1.48	1.55	2.01
액체밀도(kg/m ³)	426	-	544.1	-	580.7	601.8
증기압(kg/cm ²)@°C	199@20	49.2@7.4	38.7@20	13.2@20	8@20	2.17@20
Cargo temp.(°C)	-165	-104	-89	-48	-43	-1
Cargo Pressure(kg/cm ²)	1.04	1.04	1.04	1.04	1.04	1.04
Specific gravity of Vapour(15°C,1기압)	0.554	-	1.046	-	1.54	2.07
Specific Gravity of Liquid	0.474	0.57	0.547	0.614	0.583	0.602
Gas/Liquid volume ratio	619	-	413	-	311	311
Heat of vaporization (kcal/kg)	124	115	117	105	101	91
Explosion limits (% by volume)	5.3-14	2.7-28.5	3.2-12.5	2-11.1	2.1-9.5	1.8-8.5
Ignition temp.(°C)	595	450	530	530	470	406
주요위험	F	F	F	F	F	F

<Table 15> Physical and Chemical Properties of Natural Gas(2)

Properties	Butadiene	Butylene	Ammonia	Vinyl Chloride	Nitrogen
Symbol	C ₄ H ₆	C ₄ H ₈	NH ₃	C ₂ H ₃ Cl	N ₂
분자량 (Molecular weight)	54.1	55	17.3	62.5	28.01
기체상수(KJ/kg.K)	-	-	0.4882	-	0.2968
임계온도(K)	-	-	405.5	-	-
임계압력(Mpa)	-	-	11.258	-	-
Volume(m ³ /kmol)	-	-	0.0724	-	-
비점(1기압에서, °C)	-4.5	부탄과 유사	-33.4	-13.8	195.8
액체비중 @°C	0.627@15	상동	0.88@b.p.	0.912@20	0.81@b.p.
기체밀도(kg/m ³)	1.88	상동	0.6	2.15	0.967
액체밀도(kg/m ³)	-	-	-	-	808.6
증기압(kg/cm ²)@°C	0.17@0	상동	8.8@20	312@20	9@-170
Cargo temp.(°C)	-5	상동	-34	-14	-196
Cargo Pressure(kg/cm ²)	1.04	상동	1.04	1.04	1.04
Specific gravity of Vapour(15°C, 1기압)	-	-	-	-	0.97
Specific Gravity of Liquid	0.647	상동	0.683	0.965	0.81
Gas/Liquid volume ratio	-	-	-	-	649
Heat of vaporization (kcal/kg)	99	상동	3.26	79.3	47.5
Explosion limits (% by volume)	2-11.5	상동	14-28	4-22	비가연성
Ignition temp.(°C)	450	상동	652	472	비가연성
주요위험	F	상동	T	F/T	상동

5.2 LNG(Liquid Natural Gas)의 정의

메탄을 주성분으로 하는 천연가스를 대기압(표준기압, 1기압) 상태에서 약 -163°C까지 냉각시키면 이 가스는 액화하여 그 용적이 원래의 약 600분의 1로 줄어든 액체가 되는데, 이것을 액화천연가스, 즉 LNG(Liquefied Natural Gas)라고 부르며 무색, 무취, 비중 0.425 ~ 0.550 및 전기적 부도체의 화학적 성질을

보인다. 순수 메탄의 경우 액화온도는 정확히 -161.5°C 이나 산출되는 LNG 중 메탄의 함유율이 100%인 것은 없고 90% 전후로 $-157.5^{\circ}\text{C} \sim -158.5^{\circ}\text{C}$ 부근에서 액화한다. 그러나 일부 터미널에서는 LNG 운송 중 증발(BOG, Boil-Off Gas)량을 줄이기 위하여 액화 공정 시 과냉각시켜 액 온도를 -162.5°C 까지 강하시킨다.

5.3 미니 LNG의 정의

[14]육상 혹은 해상에서 가스전으로부터 이송되어오는 가스를 액화하여 저장하고, 저장한 LNG. Mini급 LNG운반선(혹은 바지)으로 안전하게 이송하여, 육상 혹은 해상의 작은 LNG저장소에 저장하고, 작은 LNG저장소에 저장된 LNG를 기화하여 육상에 요구되는 전력을 생산하는 발전기 연료로 공급하는 일련의 소규모 LNG흐름을 Mini LNG Supply Chain으로 정의한다.

본 연구에서는 (1)가스전으로부터 이송되어오는 가스를 액화하여 저장하고 저장한 LNG를 Mini급 운반선(혹은 바지)으로 이송하는 시설로 F-LNG(BMPSO)를, (2)운송수단으로 Mini급 LNG 운반선을, (3)작은 LNG저장소에 저장된 LNG를 기화하여 육상에 요구되는 전력을 생산하는 시설로 FSRU(FBMP)로 정의한다.

5.3.1 소형 부유식 LNG생산설비

기존 대형 LNG생산설비와는 달리 0.3MTPA급으로 육상의 Gas Pipe Line을 통하여 유입되는 Clean Gas (Sweet Gas)를 안벽에 접안 혹은 인근 해역에 부유한 부유체에서 냉동 사이클을 이용하여 액화한 뒤 저장하고, 저장한 LNG를 Mini-LNG운반선에 하역 하는 설비

5.3.2 Mini급 LNG운반선

[14]소량의 LNG를 이송하는 것으로 여기서는 5,000m³급 이하로 정의하며 특히 본 보고서와 관련하여, 50MW급 발전설비에 일주일에 1회 LNG를 이송하는 것을 기준으로 5,000m³의 저장량을 가지며, 400 m/h 급 LNG하역펌프를 지닌 것을 소형LNG운반선을 기준으로 한다.



[Fig. 5.1] Mini LNG Tanker

5.3.3 Mini LNG FSRPU



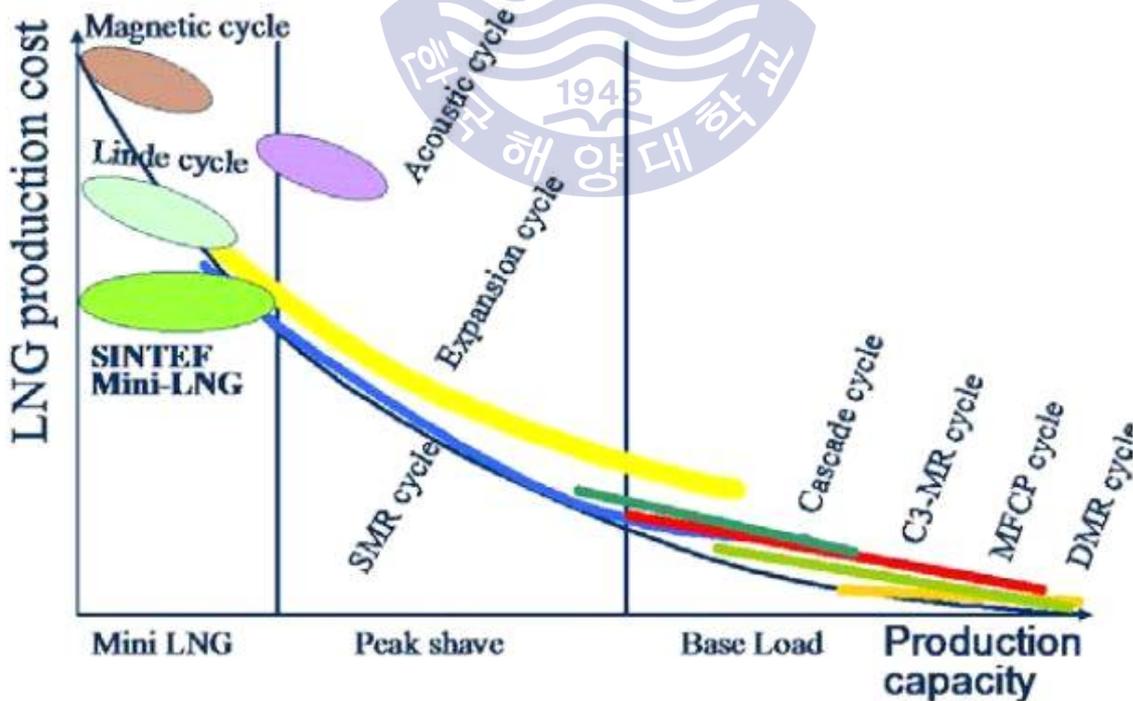
[Fig. 5.2] Mini Scale Liquefaction Plants

[11]50MW급의 전력을 생산하여 송전하거나, 10MMSCFD(Million Standard Cubic Feet per Day, equals 1,179.87 Sm³/h, 28,317 Sm³/day, cf MMSCMD)의 Gas를 송출하기 위한 설비로 5,000m³급의 LNG저장탱크를 보유하고 있다.

5.4 미니 LNG 액화 방식

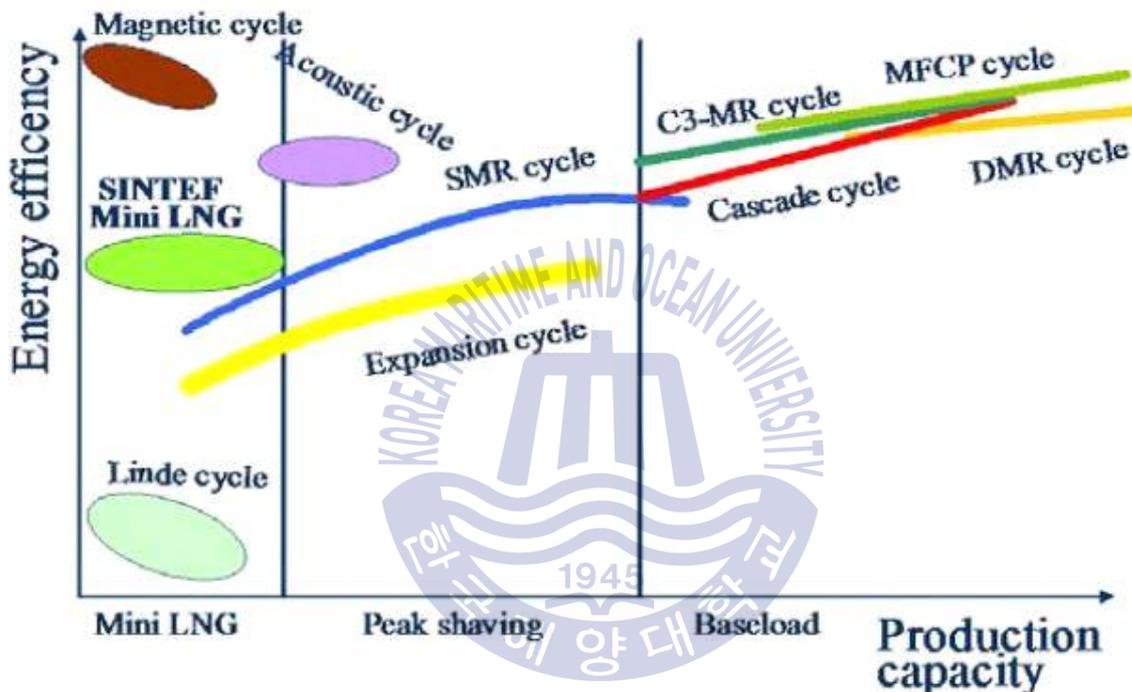
LNG 산업의 규모에 따른 분류는 명확히 규정된 바는 없으나, 각종 자료를 종합해 본 결과 대형-중형-소형-초소형(Large-Mid-Small-Mini-Micro Scale)로 분류하고 있으며, 설비(Facility), 운반선(Carrier) 및 발전소(Plant)에 대해 종합하여 보면 다음과 같이 정리가 된다.

0~0.1MTPA를 Micro, 0.1~0.5MTPA를 Mini, 0.5~2.0MTPA를 Small, 2.0~5.0MTPA를 Mid Scale로 분류하고 있다(Shell에 의한 분류). 그리고 액화방식으로 Mini 이하에서는 액화질소, 그 이상 용량에서는 SMR, DMR 그리고 대부분의 대용량에 사용되는 C₃MR 액화방식을 사용한다.



[Fig. 5.3] LNG Cost Challenge

[13]그림 [Fig. 5.3]와 그림 [Fig. 5.4]에서는 Hamworthy 회사에서 개발한 Mini LNG용 액화공정인 SINTEF에 대한 설명으로 Mini LNG는 1~15Tonnes/day를 처리할 수 있는 사이클(Cycle)이다. [Fig. 5.3]와 같이 Mini LNG 산업에서 비용 측면에서 경제적인 LNG 액화 공정이며, 또한 효율적인 측면에서도 그림 [Fig. 5.4]와 같이 양호한 것으로 표시하고 있다.

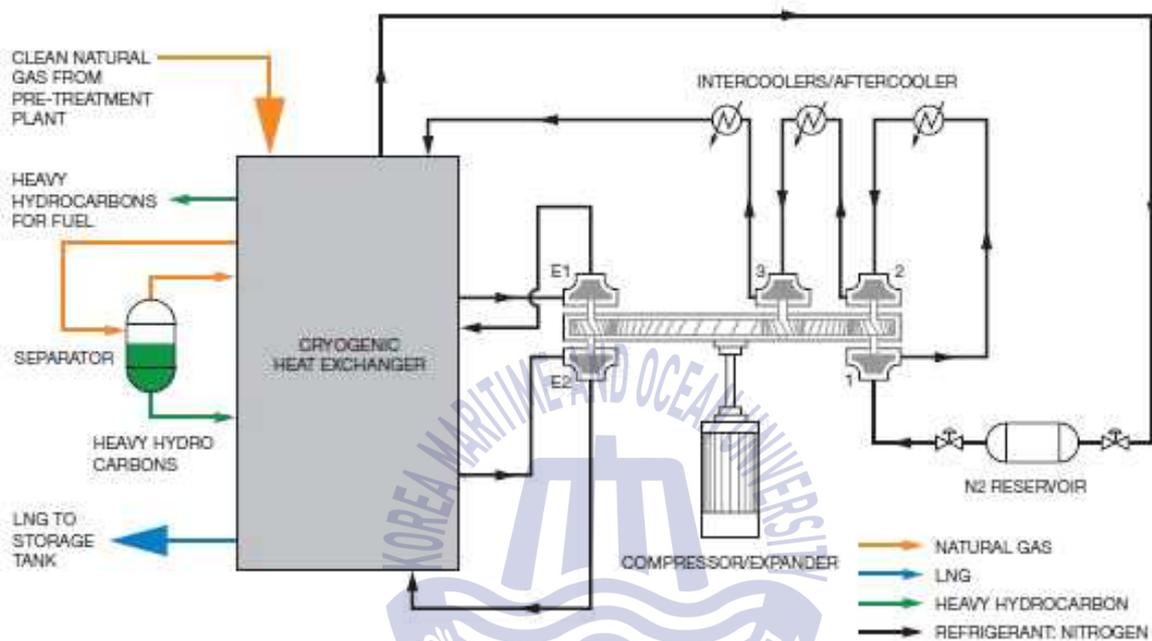


[Fig. 5.4] LNG Efficiency Challenge

5.5 미니 LNG 액화 사이클 최적화 방안

<Table 12> 액화공정 비교표(1)을 통해 중소형 액화공정에 경제적으로 사용 가능한 공정은 SMR Cycle 및 N₂ Expander Cycle임을 알 수 있다. 또한 그림 [Fig. 5.3]과 그림 [Fig. 5.4]을 통하여 Mini LNG 산업에 가장 효율적이고 경제적인 냉동 Cycle은 SMR Cycle 및 N₂ Expander Cycle임을 알 수 있다. 따라서 중소형 LNG 액화 공정에 가장 적합한 사이클로서 SMR Cycle과 Reverse Brayton Cycle의 변형인 N₂ Gas Expander Process를 선택하여 액화 Cycle 최적화를 비

교 분석하고자 한다. [Fig. 5.5]는 Reverse Brayton Process의 Diagram을 설명하고 있으며, <Table 16>에서는 Reverse Brayton process 특성을 설명하고 있다.

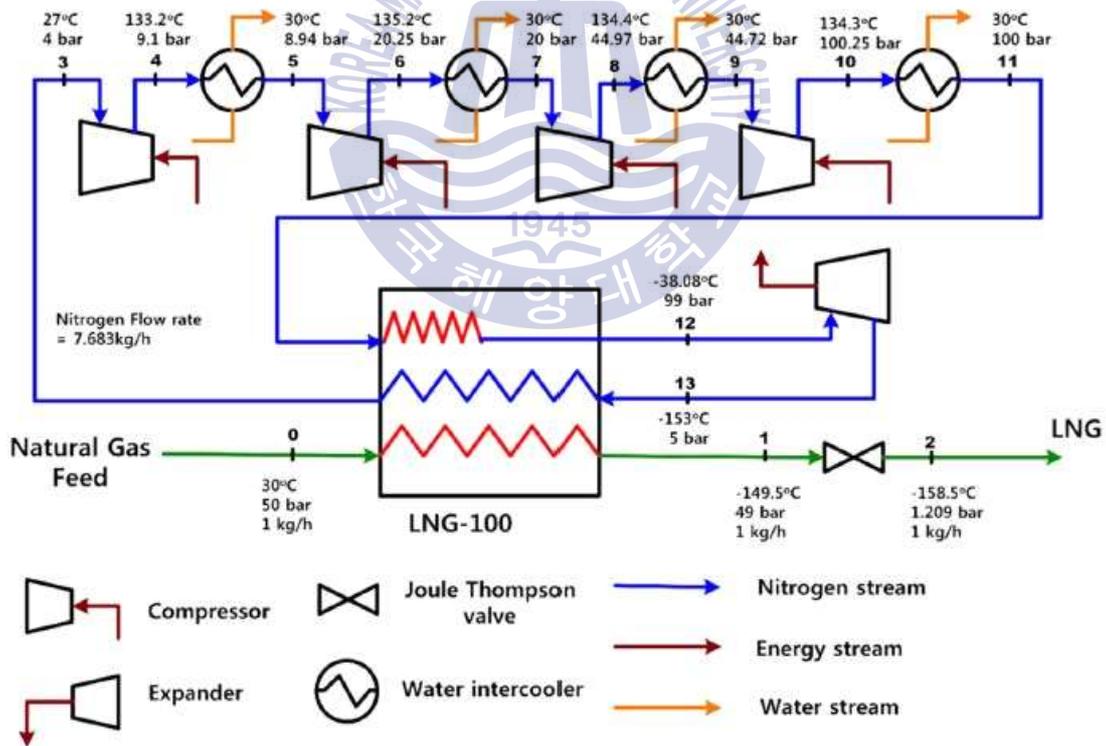


[Fig. 5.5] Diagram of Reverse Brayton Process

<Table 16> Characteristic of everse Brayton Process

Technology	Reverse Brayton
Production capacity	20,000 to 300,000 TPA
Refrigerant system	Nitrogen produced from air on-site
Energy consumption	As low as 0.35 kWh/kg depending on project specific conditions
Technology features	Robust technology that allows for quick and simple start-up/shutdown & ramp up/ramp down compared to competing technologies
Installation	Reduced installation time and small footprint through a modularized design

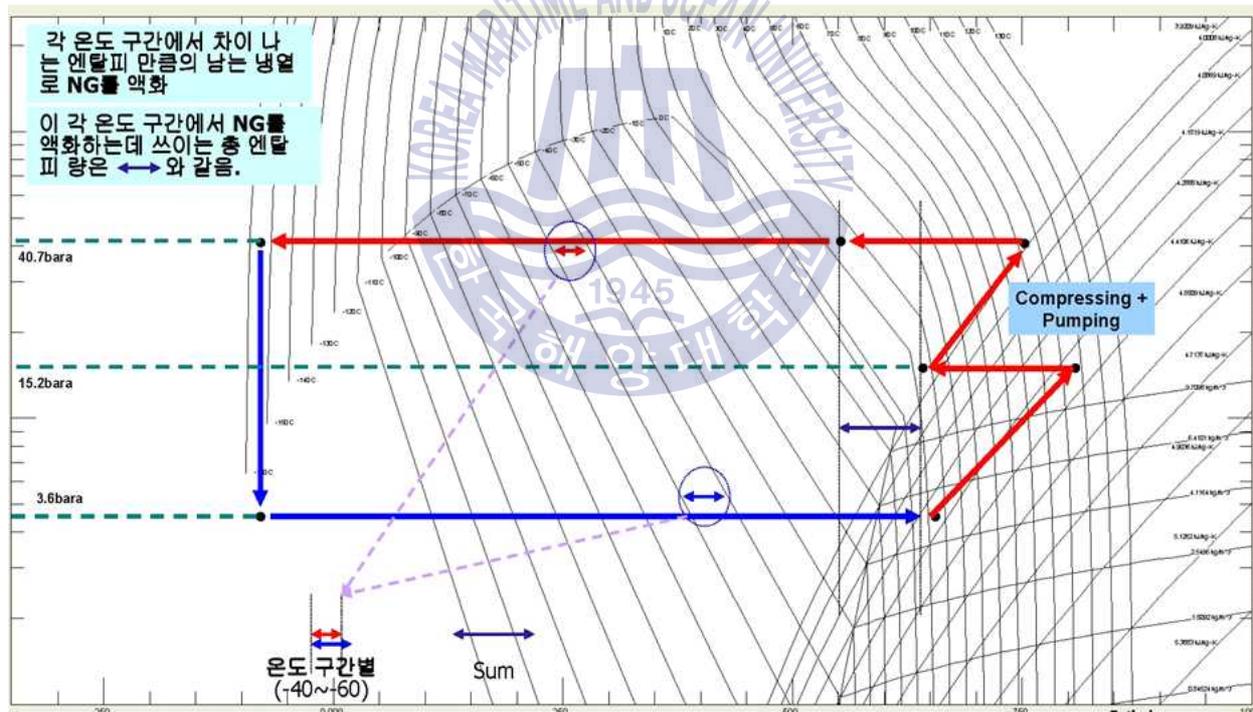
N₂ Gas Expander Process에는 크게 [Fig. 5.6] N₂ Single Expander Process와 [Fig. 5.7] N₂ Dual Expander Process가 있으며, 일반적으로 N₂ Gas Expander Process는 N₂ Single Expander Process를 말하며, 이는 현재 선박의 BOG 재액화 장치에 주로 많이 사용되었다. Dual Expander Process는 Single Loop에 Expander를 추가하여, 내부 적으로 일종의 Cascade 효과를 얻어내어서 System Efficiency를 높여 주는 역할을 하게 된다. Single Expander Process 대비 30%가량 효율 증진 효과가 있다. Gas Expander Process는 J-T Expansion과 대비하여 Cycle 중 일을 얻어 내는 등 더 좋은 효과를 가질 것 같으나 Gas 냉매의 특성상 냉각능력이 떨어져 MR공정보다 효율이 떨어진다. 또한 냉매가 Nitrogen 이기 때문에 Safety 측면에서 가장 좋은 점수를 받고 있어 Mid Scale급의 FLNG Project에서 각광 받고 있다.



[Fig. 5.6] Single Expander Process

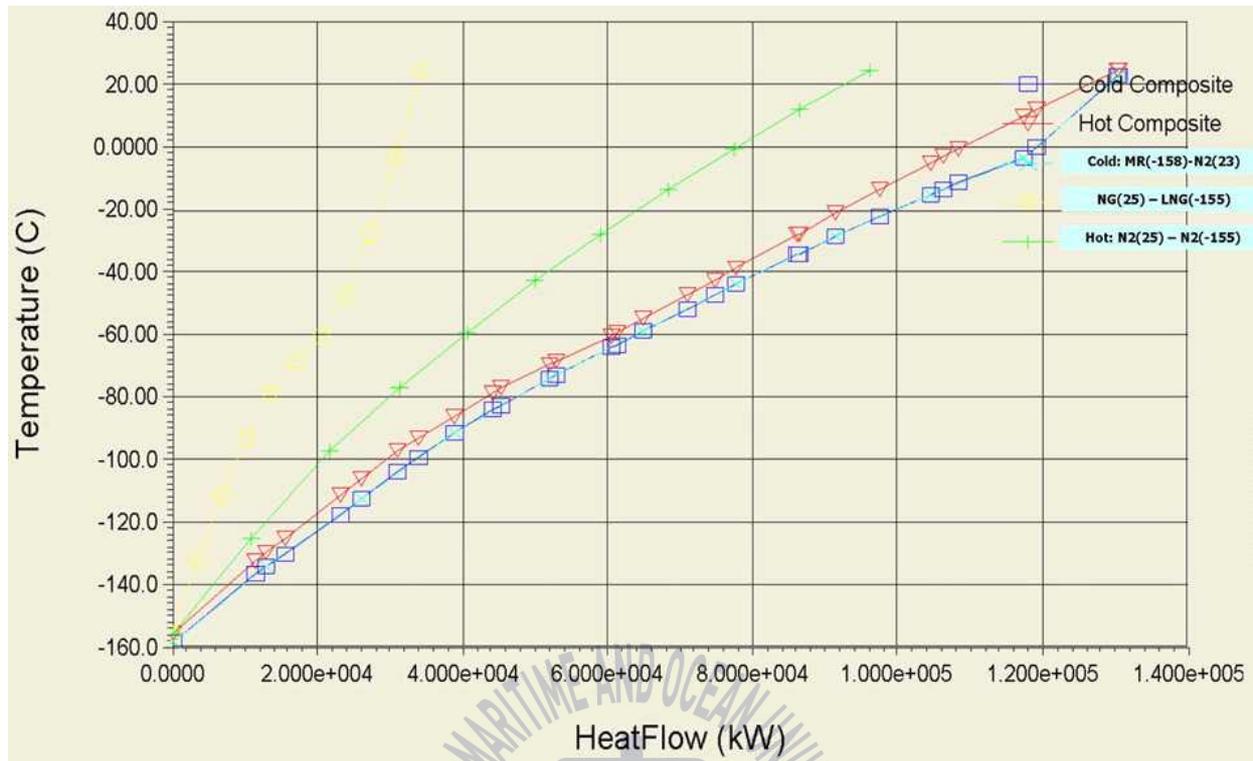
5.6.1 SMR 사이클(Cycle) 특성 분석

SMR 사이클(Cycle)은 메탄, 에탄, 프로판, 이소펜탄(isopentane), 그리고 질소로 구성된 혼합냉매를 단순한 단일 사이클로 운영하는 공정이다. [Fig. 5.10]에 보인 바와 같이 SMR 사이클에서 압축기를 통과한 고압 고온의 기체 냉매는 냉각수나 공기 등에 의해 일차적으로 대기온도 정도까지 냉각되고 천연가스 냉각이 이루어지는 열교환기로 유입되어 추가적으로 냉각된다. 즉 냉동사이클에서 생산되는 저온 에너지는 천연가스 액화만을 위해 사용되는 것이 아니라 사이클에 사용되는 냉매가 팽창기를 통과하기 전 냉매의 냉각을 위해서도 사용됨을 알 수 있다.



[Fig. 5.10] Mollier Diagram(P-H Diagram) of SMR Cycle

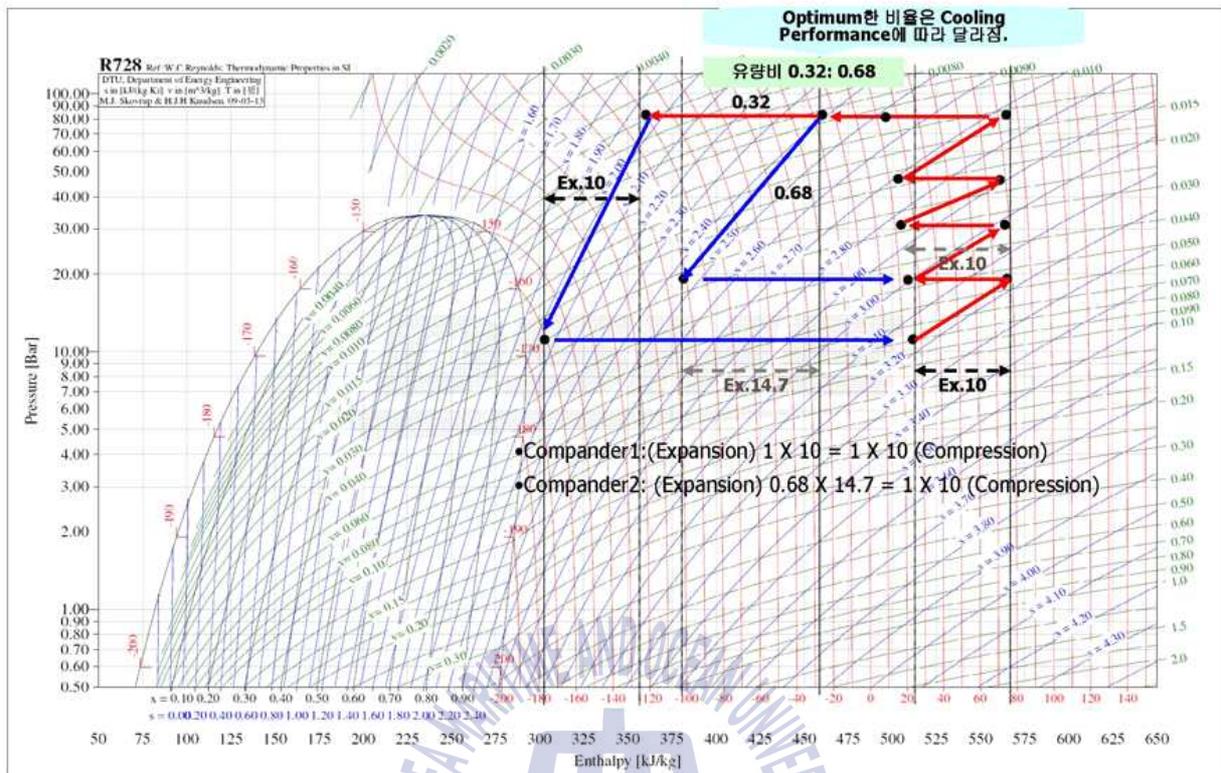
Heat Flow(kW)에 따른 온도 변화는 [Fig. 5.11]에 보인 바와 같이 일정한 곡선으로 25°C의 NG(Natural Gas)가 -155°C의 LNG(Liquid Natural Gas)가 되는 것을 볼 수 있다.



[Fig. 5.11] Temperature Alteration of SMR Cycle

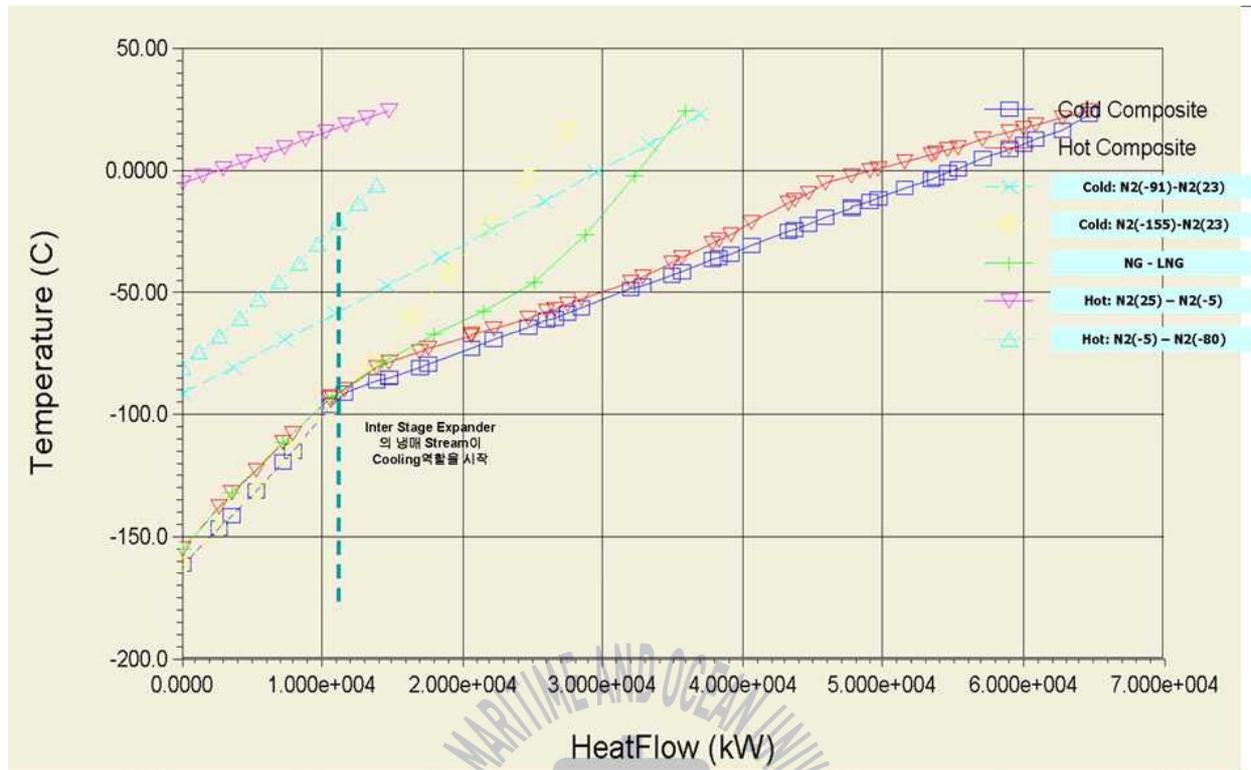
5.6.2 N₂ Expander Cycle 특성 분석

N₂를 사용한 팽창기 사이클은 N₂ 냉매가 액상과 기상 간의 상변화를 통하지 않고 기체 상태로 유지되면서 고압에서 저압으로 팽창하고, 저압상태로 전화되면서 얻은 저온냉매를 냉각에 활용하는 방법이다. N₂ 냉매는 팽창기를 통과한 후 저온이 되며 이 저온은 천연가스 액화와 압축기를 통과한 고압 N₂ 냉매의 자체 냉각에 사용된다. [Fig. 5.12]에 포함된 압축기들은 간단히 단일 압축기로 나타내었지만 실제로는 단계별 냉각기를 포함한 3단에서 5단 정도의 다단압축기 배열을 하고 있다. 또한 냉각되어 액화되는 천연가스를 연속적인 단일유체 흐름으로 간단하게 나타내었지만 일반적인 경우에는 냉각되는 천연가스를 액화되기 전에 열교환기 외부로 유출시키고 기-액 분리기 등의 분리장치들을 통하여 천연가스에서 NGL(Natural Gas Liquids)을 회수한 후에 나머지 천연가스들은 다시 열교환기로 유입시켜 냉동 사이클에 의해 액화된다.



[Fig. 5.12] Mollier Diagram(P-H Diagram) of N₂ Expander Cycle

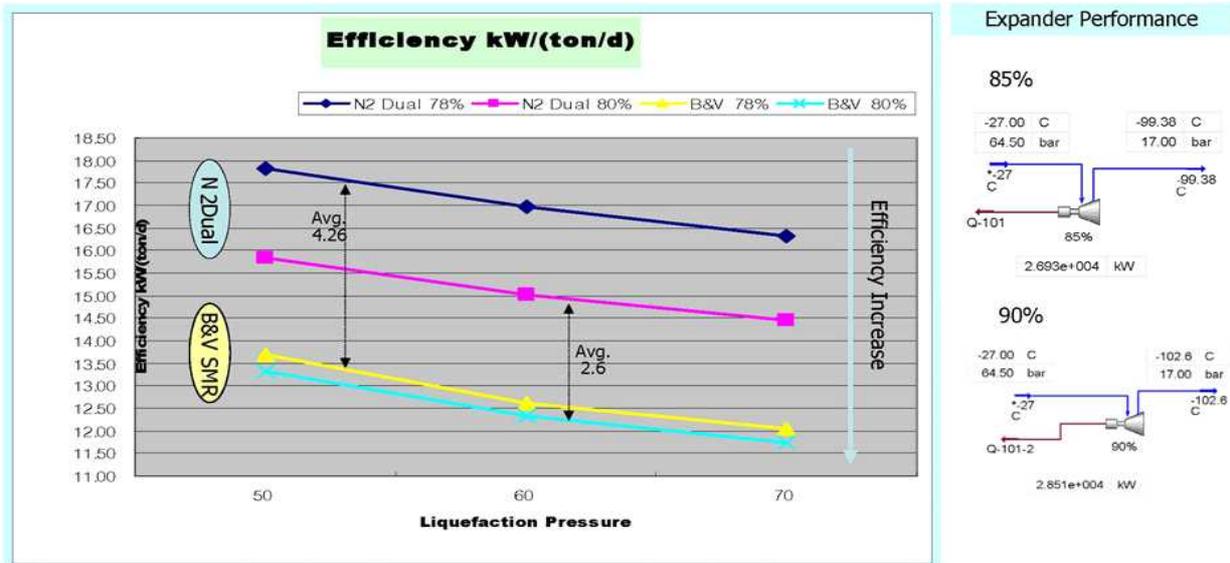
N₂ Expander Cycle의 Heat Flow(kW)에 따른 온도 변화는 SMR Cycle와 비교하여 차이가 있는 것은 [Fig. 5.13]에 보인 바와 같이 Inter Stage Expander의 냉매 Stream이 Cooling 역할을 하는 시점에서 기울기가 크고 온도가 급격하게 떨어지는 것을 볼 수 있다. 25°C의 NG(Natural Gas)가 -155°C의 LNG(Liquid Natural Gas)가 될 때 N₂ 냉매는 1차로 열교환기(Heat Exchanger)를 통해 25°C Hot Gas에서 -5°C Hot Gas로 냉각되고 2차로 -5°C Hot에서 -80°C Cold Gas로 냉각된다. 냉각된 N₂ Gas는 Expander 및 Heat Exchanger를 통해 1차로 -91°C Cold Gas는 23°C의 Hot Gas로 변화하고, 2차로 -155°C Cold Gas는 NG를 LNG로 액화시키고 N₂ Gas는 20°C의 Hot Gas로 변한다.



[Fig. 5.13] Temperature Alteration of N₂ Expander Cycle

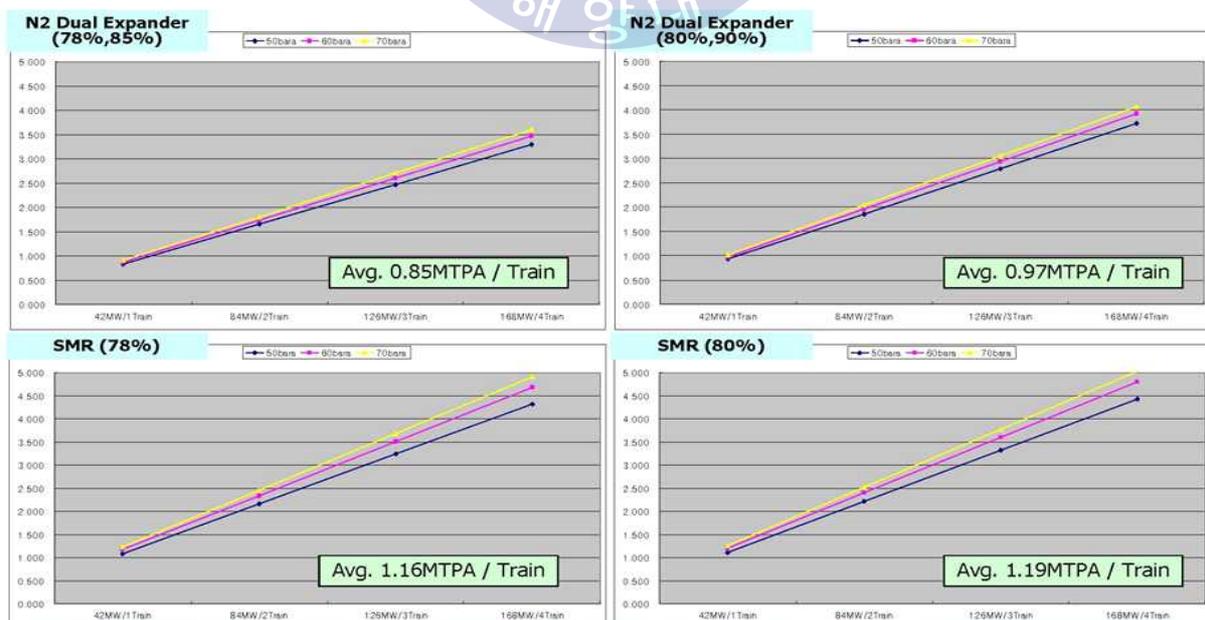
5.6.3 SMR Cycle과 N₂ Expander Cycle 특성 분석

SMR Cycle과 N₂ Expander Cycle의 효율(Efficiency) 비교는 [Fig. 5.14]와 같이 N₂ Dual Expander Cycle과 SMR Cycle과의 Efficiency 차이는 Compressor, Expander adiabatic efficiency 각각 (78%, 85%) 기준에서 평균 4.26kW/(ton/d), (80%, 90%) 기준에서는 2.6kW/(ton/d)의 차이가 보인다. 또한, [Fig. 5.14]에서 보듯이 N₂ Dual Expander Cycle에서 장비 Count가 더 많기 때문에 장비 효율에 따라 Efficiency 변화가 더욱 크다. 그리고 Expander의 경우 Efficiency에 따라 Down Stream의 온도가 다르므로 System 전체 Efficiency에도 영향을 미침을 알 수 있다.



[Fig. 5.14] Efficiency Comparison of SMR Cycle vs N₂ Expander Cycle

SMR Cycle과 N₂ Expander Cycle의 생산량(Production Rate) 비교는 [Fig. 5.15]와 같이 Expander의 입구 압력에 따라 효율 및 생산량이 변화하는 것을 알 수 있다. 또한 효율 및 생산량은 해수의 온도 및 시스템의 구성에 따라 차이가 있을 수 있다. 특히, N2 Dual Expander Cycle 경우에는 Compressor와 Expander의 단열 효율이다.



[Fig. 5.15] Production Comparison of SMR Cycle vs N₂ Expander Cycle

5.6.4 SMR Cycle과 N₂ Expander Cycle 장단점

SMR Cycle과 N₂ Expander Cycle의 장단점은 <Table 17>과 같이 존재하므로 미니 LNG 선박의 크기와 운항 지역에 따라 결정되어 질 수 밖에 없다. 특히 SMR 공정은 효율과 Equipment Count 측면에서 우수하고, N₂ Expander 공정은 Risk 측면에서 우수하다. 소형 뿐만 아니라 중형급(2 MTPA 정도) LNG FPSO에서도 SMR(Black & Veatch사) 공정 및 Precooling + N₂ Expander 공정이 경쟁력을 가지고 있으며, 많은 프로젝트에 설치되고 있다..

<Table 17> Comparison of SMR Cycle vs C₁N₂ Expander Cycle

구 분	SMR	C ₁ -N ₂ Expander
Cycle	1 Cycle	1 Cycle
Licenser	Black & Veatch	CB&I
Efficiency	Medium(14.5~15.5)	(Low,19~21)
Capital Investment	Low	Medium
Equipment Count	Low	Medium
HC Refri. Storage	Medium	None
Compact(Footprint)	High	Medium
장단점	<ul style="list-style-type: none"> √ C₃MR, PMR 대비 효율 낮지만, 공정이 상대 적으로 Compact 함으로써 CAPEX, 운전성 등의 장점이 있음. √ Mid Scale 급 Offshore Liquefaction 공정에 적합함. √ Hydrocarbon Mixed Refrigerant Storage를 별도 설치하므로 N₂ expander 대비 Risk 가능성이 단점임. 	<ul style="list-style-type: none"> √ 효율이 가장 낮아서 OPEX가 가장 큼. √ Refrigerant Storage가 없으므로 Risk가 가장 낮음.

제 6 장 결론

6.1 요약

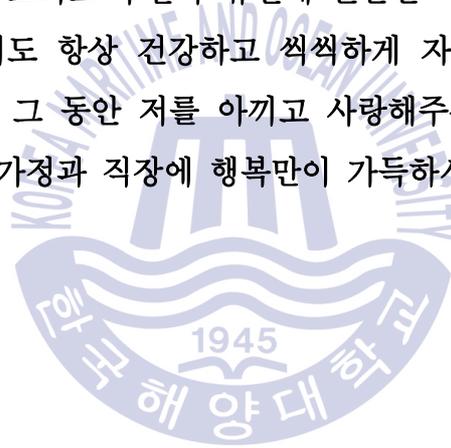
현재까지는 LNG 선박이나 LNG FPSO와 같이 중형급(1.5 MTPA급 정도)이상의 액화공정 사이클에 많은 연구와 기술이 개발되었었다. 하지만 2016년부터 배출 통제지역(ECA, Emission Control Area)관련 규정이 발효되고 확대되면 신규 도입 선박은 국제해사기구(IMO, International Maritime Organization)의 규제를 만족해야 한다. 이러한 문제를 해결하기 위해서는 기존의 병커C유 추진선박으로는 불가능하고 LNG연료 추진선박의 도입이 필요하게 되었고, 이제는 발전기(Generator Engine) 뿐만 아니라 Main Engine에도 LNG를 연료로 사용하는 Engine이 개발되고 상용화하여 설치되고 있다. 이러한 추세와 맞물려 LNG를 연료로 사용하기 위해서는 LNG를 운송하거나 LNG를 병커링 할 수 있는 미니 LNG 선박이 필요하다. 본 논문을 통해 5,000M³ 이하의 미니 LNG 선박에서 사용할 액화공정을 비교 분석하였다. 미니 LNG 선박에 사용할 액화공정은 소형이면서 단순한 공정을 가지고 있는 SMR Cycle 및 N₂ Expander Cycle임을 확인했다.

6.2 향후 과제

우리나라는 미니 LNG 산업이 이제 시작 단계에 있지만, 정부의 지원으로 많은 기업에서 연구 및 기술을 개발하고 있다. 특히, ME-GI Engine에 사용하는 PRS(Partial Reliquefaction System) 경우에는 획기적인 기술개발이라 할 수 있다. 이와 같이 미니 LNG 선박이나 LNG를 연료로 사용하기 위한 기술은 지속적으로 개발되어야 한다. 미니 LNG의 선두 주자인 Wartsila 및 Hamworthy와 경쟁을 하기 위해서는 독자적인 액화공정이 필요하다. SMR을 개선한 KSMR와 같이 추후에는 미니 LNG 선박이나 LNG Bunkering 선박에 필요한 1~10 Tonnes/day의 소형 액화공정을 독자적으로 개발할 수 있도록 연구가 필요하다.

감사의 글

항상 따뜻한 애정과 관심으로 지도하여 주시고 격려하여 주신 고마운 분들께 감사의 글을 올립니다. 직장인으로서 대학원 학업을 할 수 있도록 추천해 주시고 이 논문을 완성할 수 있도록 처음부터 끝까지 모든 면에서 부족한 저를 이끌어 주신 도덕희 교수님의 아낌없는 관심과 지도에 깊이 감사드리며 교수님의 배려와 은혜는 평생 잊지 못할 것입니다. 또한, 바쁘신 업무에도 세심하게 논문을 심사해 주시고 아낌없는 조언을 해주신 이상득 교수님과 최재혁 교수님께 감사의 말씀을 드립니다. 논문 작성에 도움을 주신 직장과 연구소의 모든 선배님들께도 감사의 말씀을 올립니다. 어려운 환경에서도 본 논문이 잘 마무리 될 수 있도록 이해하고 배려 해 준 아내 “최장옥”에게 진심으로 사랑과 감사함을 전합니다. 그리고 주말과 휴일에 논문을 작성하느라 잘 놀아주지 못해 항상 미안하게 생각 하면서도 항상 건강하고 씩씩하게 자라고 있는 승재, 승빈이에게 이 작은 기쁨을 바칩니다. 그 동안 저를 아끼고 사랑해주신 모든 분들께 진심으로 감사드리며 모두 건강하시고 가정과 직장에 행복만이 가득하시길 기원합니다.



참고문헌

- [1] 가스플랜트사업단, LNG-FPSO 기획연구 보고서, 2010.
- [2] 양영명, “LNG-FPSO 개발현황 및 전망” , Vol 35, No 1, 한국마린엔지니어링, 011.
- [3] International Energy Agency, World Energy Outlook 2011.
- [4] Joe T. Verghese, “Global LNG and the Growth of Mid-Markets - A Catalyst for the Early Commercialisation of Floating Liquefaction Technologies“, Offshore Technology Conference, Houston USA, 2011.
- [5] Justin Bukowski, Yu Nan Liu, Stephen Boccella, Leo Kowalski, “Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Floating LNG“, IGRC, Seoul, 2011.
- [6] Nexant, Floating LNG Production, Chemsystems Report, 2008.
- [7] Venkatarathnam, G., Cryogenic Mixed Refrigerant Process, Springer, 2010.
- [8] Hyun Jun Cho, Yeong-Koo Yeo and Jin-Kuk Kim, Optimal Design of Natural Gas Liquefaction Processes
Department of Chemical Engineering, Hanyang University, 222 Wangsimno-ro, Seongdong-gu, Seoul 133-791, Korea (Received 31 August 2012; accepted 29 September 2012)
- [9] Mohd Shariq Khan, Sanggyu Lee, Mesfin Getu, Moonyong Lee,
Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction
Journal of Natural Gas Science and Engineering
journal homepage: www.elsevier.com/locate/jngse

- [10] Kuru T.1, Iyagba E. T.2
Optimization of Natural Gas Liquefaction Processes for Offshore
Floating Liquefied Natural Gas Plants
Department of Chemical Engineering, University of Port Harcourt, Port
Harcourt, Nigeria
- [11] LNG plants - mini and small scale liquefaction technology
[http://www.wartsila.com/docs/default-source/product-files/oil-gas-solutions/
lng-solutions/brochure-o-ogi-lng-liquefaction.pdf?sfvrsn=4](http://www.wartsila.com/docs/default-source/product-files/oil-gas-solutions/lng-solutions/brochure-o-ogi-lng-liquefaction.pdf?sfvrsn=4)
- [12] Study on Opportunities and Issues in introducing mini LNG facilities
and equipments in Indonesia, Final Report
- [13] Small is beautiful - Mini LNG concept
by Sebastian Kunert and Oystein Bruno Larsen
Hamworthy Gas Systems AS, Norway
- [14] 미니 LNG 기자재 로드맵 연구 (주티에스피, 2015)
미니 LNG 기자재 로드맵 최종보고서
- [15] The Vapor-Compression Refrigeration Cycle
[http://china-heatpipe.net/heatpipe04/08/2008-4-24/The_Vapor-Compression_
Refrigeration_Cycle.htm](http://china-heatpipe.net/heatpipe04/08/2008-4-24/The_Vapor-Compression_Refrigeration_Cycle.htm)