



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

# F-LNG에서의 헬륨 추출 가치에 대한 연구

A Study on the Extraction Value of Helium from F-LNG



한국해양대학교 해사산업대학원

해양플랜트운영학과

김 시 관

본 논문을 김시관의 공학석사 학위논문으로 인준함.



2017년 12월 12일

한국해양대학교 해사산업대학원

# 목 차

<b>List of Tables</b> .....	v
<b>List of Figures</b> .....	vi
<b>Abstract</b> .....	viii
국문초록 .....	X

## 1. 서 론

1.1 연구 배경 .....	1
1.2 연구 목적과 방법 .....	2

## 2. F-LNG의 이해

2.1 F-LNG .....	4
2.2 F-LNG 상측(Topside) 천연가스 처리 공정과 부산물 .....	7
2.2.1 수은 제거 공정(Mercury Removal Unit) .....	9
2.2.2 산성가스처리 공정(Acid Gas Removal Unit) .....	10
2.2.3 수분 제거 공정(De-hydration Unit) .....	12
2.2.4 천연가스 액상 추출(NGLs Extraction) .....	15
2.2.5 질소 제거 공정(N <sub>2</sub> Rejection Unit) .....	18
2.3 헬륨 추출(Helium Extraction) .....	20
2.3.1 헬륨의 중요성 .....	20
2.3.2 헬륨의 추출과정 및 정제 .....	23

### 3. 헬륨 추출 공정 분석

3.1 헬륨 추출 공정 .....	26
3.2 헬륨 추출 원리 .....	30
3.3 헬륨 추출 방식별 공정 특성 분석 .....	36
3.3.1 플래싱 방식 공정(Flashing Based Process) .....	36
3.3.2 증류 방식 공정(Distillation Based Process) .....	39
3.3.3 플래싱과 증류의 통합 방식(The Integration of Flashing and Distillation Process) .....	45
3.3.4 헬륨 추출 공정별 장, 단점 .....	49
3.3.5 공정별 헬륨 추출량 .....	50

### 4. 헬륨의 가치 예측

4.1 헬륨 수급 전망 .....	54
4.2 헬륨 가치 예측 .....	58
4.2.1 헬륨 가격, 소모량, 생산량 간의 상호 연관성 확인 .....	63
4.2.2 시계열 분석을 통한 미래예측 .....	65
4.2.2.1 순차도표 확인 .....	65
4.2.2.2 자기상관 확인 .....	66
4.2.2.3 지수 평활법을 이용한 트렌드 확인 .....	69
4.3 F-LNG의 헬륨 생산에 따른 추가 수익 .....	73
4.3.1 F-LNG 모델 선정 .....	73
4.3.2 F-LNG의 헬륨 생산에 따른 추가 수익 계산 .....	74

제 5 장 결론 .....	75
----------------	----

감사의 글 .....	77
참고문헌 .....	78
부록 A 헬륨의 가격, 소모량, 생산량의 회귀분석 .....	83
부록 B 헬륨 가격의 시계열 분석 .....	88



## List of Tables

<b>Table 2.1</b> Comparison of F-LNG vs onshore LNG plant .....	6
<b>Table 2.2</b> Raw gas composition by region .....	10
<b>Table 2.3</b> Characteristic of chemical and physical solvents .....	12
<b>Table 2.4</b> Comparison of the physical properties of desiccants used for dehydration of NG .....	14
<b>Table 3.1</b> Composition of feed gas for simulation .....	51
<b>Table 3.2</b> Produced crude helium of helium extraction processes .....	52
<b>Table 3.3</b> Unit conversions applicable to helium and natural gas .....	53
<b>Table 4.1</b> Helium statistics from U.S. Geological Survey .....	59
<b>Table 4.2</b> Correlation coefficient chart .....	64
<b>Table 4.3</b> Model summary chart .....	64
<b>Table 4.4</b> ANOVA chart .....	64
<b>Table 4.5</b> Coefficient chart .....	64
<b>Table 4.6</b> Collinearity chart .....	65
<b>Table 4.7</b> Autocorrelation chart before smoothing .....	67
<b>Table 4.8</b> Autocorrelation chart after smoothing .....	68
<b>Table 4.9</b> Model statistics chart .....	69
<b>Table 4.10</b> Parameter for exponential smoothing model .....	70
<b>Table 4.11</b> Estimated price per tonne of helium from 2016 to 2030 .....	71
<b>Table 4.12</b> F-LNG project liquefaction licensor and capacity .....	73
<b>Table 4.13</b> Revenue from helium extraction .....	74

## List of Figures

<b>Fig. 2.1</b> General arrangement for topside facilities on F-LNG .....	4
<b>Fig. 2.2</b> Onshore LNG plant & offshore F-LNG .....	5
<b>Fig. 2.3</b> Topside process flow line and relations of hull of typical F-LNG .....	7
<b>Fig. 2.4</b> Conventional process of N <sub>2</sub> /He extraction from LNG plant .....	9
<b>Fig. 2.5</b> The structure and formular for amines .....	11
<b>Fig. 2.6</b> TEG absorption dehydration scheme .....	13
<b>Fig. 2.7</b> Scheme of the temperature swing adsorption dehydration process .....	14
<b>Fig. 2.8</b> Drawing of AET process NGL technology's NGL extraction .....	15
<b>Fig. 2.9</b> Cryogenic expansion process to extract NGLs .....	17
<b>Fig. 2.10</b> Separated by fractionation into individual hydrocarbon liquids .....	18
<b>Fig. 2.11</b> Process diagram for typical nitrogen rejection unit .....	19
<b>Fig. 2.12</b> Helium consumption by end user .....	21
<b>Fig. 2.13</b> Separation process for helium recovery .....	23
<b>Fig. 2.14</b> Purifying process for crude helium .....	24
<b>Fig. 2.15</b> World largest liquid helium tank container .....	25
<b>Fig. 3.1</b> Overview of LNG process and location of helium concentration operations after the nitrogen rejection unit .....	27
<b>Fig. 3.2</b> A typical helium extraction unit .....	28
<b>Fig. 3.3</b> Typical helium recovery unit .....	29



<b>Fig. 3.4</b> Type of helium extraction process from LNG .....	30
<b>Fig. 3.5</b> End-flash composition concerning end-flash pressure level .....	31
<b>Fig. 3.6</b> Helium collection rate concerning end-flash pressure level .....	32
<b>Fig. 3.7</b> Helium mole fraction versus end-flash condensing temperature .....	33
<b>Fig. 3.8</b> Helium extraction rate versus end-flash condensing temperature .....	33
<b>Fig. 3.9</b> Process flow diagram of the APCI flashing process .....	36
<b>Fig. 3.10</b> Process flow diagram of the Linde flashing process .....	38
<b>Fig. 3.11</b> Process flow diagram of APCI distillation process .....	40
<b>Fig. 3.12</b> Integration of an LNG liquefier,(NRU and HeXU) .....	41
<b>Fig. 3.13</b> Process flow diagram of the Technip distillation process .....	43
<b>Fig. 3.14</b> Process flow diagram of the re-boiled distillation process .....	44
<b>Fig. 3.15</b> Process flow diagram of the Linde integration process .....	46
<b>Fig. 3.16</b> Process flow diagram of the Exxon Mobil integration process .....	48
<b>Fig. 3.17</b> The effect of feed gas composition on helium extraction rate .....	52
<b>Fig. 4.1</b> World consumption of helium .....	56
<b>Fig. 4.2</b> Helium supply and demand forecast .....	57
<b>Fig. 4.3</b> Trend of helium from 1936 to 2015 .....	61
<b>Fig. 4.4</b> Screen shot for SPSS coding .....	62
<b>Fig. 4.5</b> Sequence chart for unit value .....	66
<b>Fig. 4.6</b> Residual of ACF, PACF .....	70
<b>Fig. 4.7</b> Forecast trend of unitvalue by 2030 .....	71
<b>Fig. 4.8</b> UCL and LCL are included Estimated price trend graphs .....	72

# A Study on the Extraction Value of Helium from F-LNG

Kim, Si Kwan

Department of Offshore Plant Management  
Graduate School of Maritime Industrial Study,  
Korea Maritime and Ocean University

## Abstract

Helium is a limited resource, and it is analyzed that the demand will gradually increase due to the development of high-tech industry, and the price will continue to rise. The helium extraction process requires a very low temperature cooling system called 'Cryogenic Process' and pre-treatment process. Since F-LNG already has natural gas liquefaction process and pre-treatment process, it can be combined with LNG production process and helium production process. When selecting the process for helium extraction in F-LNG, the extraction rate is over 90% except for the Technip distillation process. Considering other factors, it is the most advantageous to use a distillation-based APCI distillation system capable of increasing the calorific value of the liquefied natural gas for sale by reliably

removing nitrogen gas and minimizing the nitrogen concentration of the fuel gas supplied to the compressor and power generation turbine engine. The APCI distillation system is economical in terms of power consumption because it does not require a separate compressor.

Helium price forecasting is also an important investment factor. Data for analyzing helium price fluctuations are based on the US production, global production, consumption, and pricing reports from 1935 to 2015, which were prepared in Bureau of Land Management (BLM) and estimated helium price up to 2030 by means of SPSS analysis program. The helium value increase has been confirmed to be related to consumption and production, and The value of helium will continue to rise and in 2030 it is predicted to double price that of 2015' s.

It was true that the price of helium would rise. In order to confirm the additional profit from helium extraction in F-LNG, the LNG production was 3.0 MTPA and the liquefaction process was selected as the F-LNG model with APCI DMR process. And Linde distillation process was applied for helium extraction. Through the production of helium and the forecasted price of helium, additional profits from helium extraction for 10 years from 2021 to 2030 were approximately USD 266 million (about 300 billion won).

**KEY WORDS:** Helium extraction, F-LNG, Natural Gas, Pre-treatment, SPSS analysis program

## <국문초록>

헬륨은 한정된 자원이며 하이테크 산업의 발달로 수요가 점진적으로 증가할 것으로 분석되며 가격은 계속 상승할 것이다. 헬륨 추출 공정은 불순물을 제거하기 위한 전처리 공정과 ‘극저온 공정(Cryogenic Process)’이라는 매우 낮은 온도를 만드는 냉각 시스템이 필요하다.

F-LNG는 이미 천연가스 액화공정과 전처리 공정을 보유하고 있어 LNG 생산 공정 및 헬륨 생산 공정과 결합시킬 수 있다. F-LNG에서 헬륨 추출 공정을 선택할 때, 추출물은 Technip 증류 공정을 제외하고 90% 이상을 나타낸다. 다른 요소들까지 고려했을 때, 액화천연가스에 포함되어 있는 질소를 확실하게 제거하여 발열량을 증가시킬 수 있고, 압축기와 전력 생산을 하는 터빈 엔진에 공급되는 연료가스의 질소 농도를 최소화할 수 있는 APCI 증류 시스템을 사용하는 것이 가장 효율적이다. APCI 증류 시스템은 별도의 압축기가 필요 없기 때문에 전력 소모 측면에서 경제적이다.

헬륨 가격 예측도 중요한 투자 요소이다. 본 논문에서는 헬륨 가격 변동을 분석하기 위해 1935년부터 2015년까지 미국 토지 관리국(BLM)에서 준비한 미국 생산, 세계 생산, 소비 그리고 가격 보고서를 기반으로 하였다. SPSS 분석 프로그램을 사용하여 데이터를 분석한 결과, 헬륨의 가치 상승은 소비 및 생산과 관련이 있는 것으로 확인되었으며, 헬륨의 가치는 계속 상승하여 2030년에는 2015년의 두 배가 될 것으로 가격이 예측되었다. F-LNG의 헬륨 추출에 따른 추가적인 이익을 확인하기 위해 LNG 생산량은 3.0 MTPA이고, 액화공정은 APCI DMR 공정을 적용한 F-LNG를 모델로 선정하였다. Linde 증류 공정을 헬륨 추출을 위한 공정으로 선정, 적용하였다. 헬륨 생산량과 예상되는 헬륨 가격을 통해 2021년부터 2030년까지 10년간의 헬륨 추출 이익을 계산하였고, 누적수익은 미화(USD) 약 2억 6천6백만 불(원화 약 3,000억 원)이었다.

주제어: 헬륨 추출, F-LNG, 천연 가스, 전처리, SPSS 분석 프로그램

# 제 1 장 서 론

## 1.1 연구 배경

2017년 6월 걸프 해역에 위치하고 있는 카타르와 주변국들 간의 외교적 마찰로 인하여 전 세계적으로 액화천연가스와 헬륨의 수급 불안정이 우려되고 있다. 카타르는 미국을 제외하고는 세계에게 가장 많은 헬륨을 생산하고 있기 때문에 카타르의 외교 문제가 장기간 지속될 경우 전 세계의 헬륨 수급 부족으로 인한 가격 상승으로 관련 산업에 타격이 있을 것이란 전망이다. 헬륨 가격 파동은 과거 4년 전에도 공급물량 부족으로 인하여 가격이 천정부지로 오른 것뿐만 아니라, 구할 수가 없어서 용접, 레이저 가공 업체 등 산업체에서 조업 차질을 빚기도 했다<sup>[1]</sup>. 그렇기 때문에 희박한 헬륨 농도를 가진 육상의 천연가스전이라도 경제성 있는 헬륨의 추출을 위해서 여러 가지 기술 개발이 이루어졌으며, 사용한 헬륨을 다시 포집하여 재사용하는 기술들이 개발되고 있다.

헬륨은 대부분의 천연가스전에서 극미량 존재하기 때문에 구성 성분에 포함되지 않는 경우가 대부분이다. 과거에는 이 희귀 가스를 천연가스가 적어도 0.1% ~ 0.5%(v/v)의 헬륨을 함유하고 있을 때만 가스 처리 설비에서 상업적으로 추출할 수 있었다<sup>[2]</sup>. 지금까지 헬륨의 생산은 육상의 천연가스전에 설치된 천연가스 생산 플랜트에서 추출하고 있으며, 극저온의 온도인 약  $-185^{\circ}\text{C}$  수준에서 천연가스로부터 헬륨을 추출하고 있다. 헬륨 추출을 위해 필요한 온도 수준까지 냉각시키기 위해서는 일반적으로 외부 냉각 시스템이 설치되어 다량의 에너지를 소비하게 된다. 이것은 헬륨의 경제적 생산 가능성을 감소시키는 요소이다. 그러나 이러한 비경제적인 요소는 천연가스 생산 플랜트에 액화천연가스 생산 공정이 있다면 천연가스를 액화하는 과정에서 발생하는 엔드 플래시(End-flash)를 활용함으로써 이점을 얻을 수 있다.

최근 해양에서 유전과 가스전 탐사 기술의 발전으로 경제성이 있는 천연가스전이 계속해서 발견되고 있다. 이를 개발하기 위한 F-LNG(LNG-FPSO, 이후 F-LNG)의 개념 설계와 발주가 늘어나고 있다. F-LNG에는 액화천연가스를 만들기 위한 냉각 설비와 불순물들을 제거하는 전처리 공정, 생산된 액화천연가스를 저장하는 탱크 그리고 셔틀 액화천연가스 운반선으로 이송하기 위한 설비들로 구성이 되어 있다.

F-LNG는 헬륨을 추출하는데 있어서 여러 가지 장점을 이미 갖추고 있다. 첫째로 천연가스를 액화하는 과정에서 발생하는 엔드 플래시를 이용할 수 있으며 어느 정도 헬륨이 집중(0.05 mol% 함유) 되어있다<sup>[3]</sup>. 둘째로, 천연가스 액화공정을 갖추고 있으며 이미 헬륨을 회수하기에 충분한 온도 수준을 갖기 때문에 가스처리 설비에서 헬륨 추출에 필요한 별도의 외부 냉각 시스템이 필요하지 않다<sup>[4]</sup>. 셋째로, 헬륨 추출은 저온에서 수행되기 때문에 추출 중에 불순물을 얼릴 가능성이 높다. 그래서 가스가 헬륨 추출 단계에 들어가기 전에 불순물을 줄이기 위해 천연가스 처리 시설에 더 많은 주의를 기울여야 한다<sup>[5]</sup>. 천연가스가 전처리 설비들을 거치면서 철저히 처리되기 때문에 별도의 전처리 설비가 필요하지 않다. 따라서 헬륨 추출 공정을 F-LNG의 액화천연가스 생산 공정에 추가하여 설치하면 헬륨을 부산물로 생산하여 추가적인 이익을 기대할 수 있기 때문에 새로운 헬륨 공급원으로 주목할 필요가 있다.

## 1.2 연구 목적과 방법

현재까지 액화천연가스를 생산하고 있는 F-LNG 프로젝트는 페트로나스 사 소유의 'PFLNG 사투(PFLNG SATU)'가 유일하며, 쉘(Royal Dutch Shell) 사 소유의 '프렐류드 F-LNG(Prelude FLNG)'는 2018년 액화천연가스 생산을 목표로 호주 프렐류드 가스전에 설치 작업이 진행 중이다. 이렇듯 F-LNG는 시작 단계에 있으며, 액화천연가스 생산 공정에 대한 연구와 기술 개발은 활발히 이루어지고 있다. 하지만 육상 액화천연가스 플랜트에서처럼 헬륨을 추출하려고 하는 공정은 아직 적용되지 않고 있다.

본 연구에서는 F-LNG에 헬륨 추출 공정을 적용하기 위해서 지금까지 상용화된 극저온 방식의 헬륨 추출 공정에는 어떤 방법들이 사용되고 있는지 알아보고 어떤 헬륨 추출 공정이 가장 경제적인 모델이 될 수 있는지 확인하고자 한다. 또한 헬륨의 생산량과 소비량이 가격에 미치는 영향과 헬륨 추출 공정의 투자 결정에 중요한 요소인 헬륨의 미래 가격 변화를 예측하고, 이를 활용하여 F-LNG에서의 헬륨 추출 가치를 확인하고자 한다.

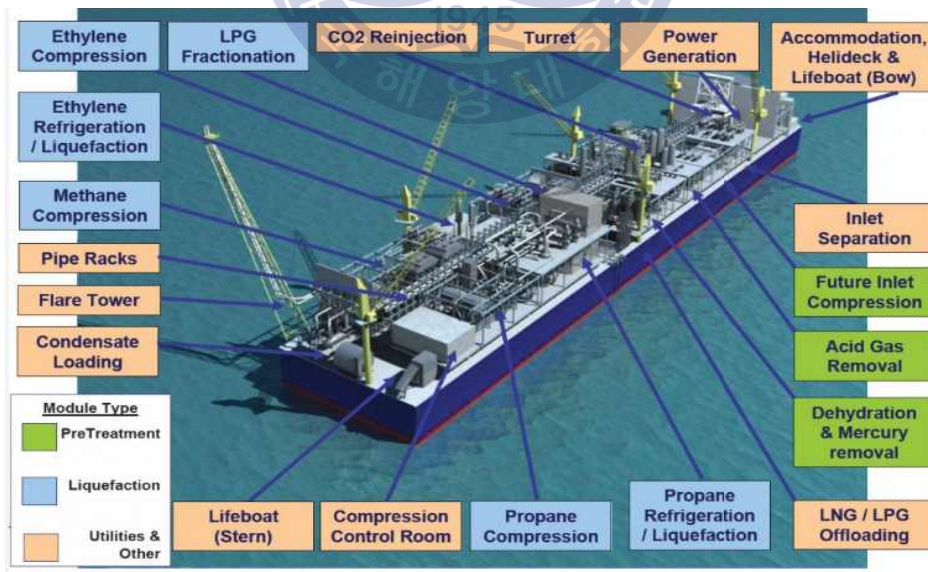
본문에서는 먼저, 천연가스 전처리 공정에 대해서 알아본 다음, 육상 액화천연가스 플랜트에 헬륨 추출 설비를 공급하고 있는 대표적인 기업들의 특허 받은 헬륨 추출 공정들을 분석하여 장, 단점을 비교하였다. 다음으로 투자를 결정하는 가장 큰 요인 중 하나인 헬륨의 가치 예측 또한 육상의 헬륨 추출 플랜트에서 생산된 헬륨 가격정보(1935년부터 2015년까지의 헬륨 가격)를 수집하여 이를 바탕으로 통계분석을 통하여 헬륨의 생산량, 소비량과 가격 간의 어떠한 상관관계가 있는지 확인하였고, 미래 가치의 트렌드를 예측해 보았다. 통계분석을 위해서는 IBM 사에서 개발한 소프트웨어인 SPSS를 사용하였다. 마지막으로 헬륨의 생산량에 대해서는 선행 연구를 이용하였고, 최근 건조 또는 계획되고 있는 F-LNG들을 조사하여 그중 대표적인 모델을 선정하여 헬륨의 연간 헬륨의 추출 가능한 양과, 예측된 미래 헬륨의 가격을 통하여 연간 얻을 수 있는 추가 수익을 계산하였다.



## 제 2 장 F-LNG의 천연가스 전처리 공정과 부산물

### 2.1 F-LNG<sup>[6]</sup>

F-LNG는 육상에서 멀리 떨어진 해양의 천연가스전에서 액화천연가스를 생산하기 위해서 만들어진 해양 플랜트의 한 종류이다. 선박 형태의 선각(Hull) 구조물 위에 가스전으로부터 포집된 천연가스로부터 액화천연가스 제품을 생산하기 위해 상측(Topside)에 생산설비들이 설치되어 있는 형태이다. 간단히 Hull과 Topside라고 부른다. 천연가스 생산 공정에는 산성가스, 수분, 그리고 수은을 제거하는 전처리 설비와 전처리 과정을 거친 천연가스로부터 에탄, 부탄, 에틸렌, 액화석유가스 등을 분리하는 공정과 액화천연가스의 주요 성분인 메탄 성분을 액화하는 공정 설비들 포함된다. [Fig. 2.1]은 F-LNG 상측 생산설비들의 일반적인 배치를 보여 주고 있다.

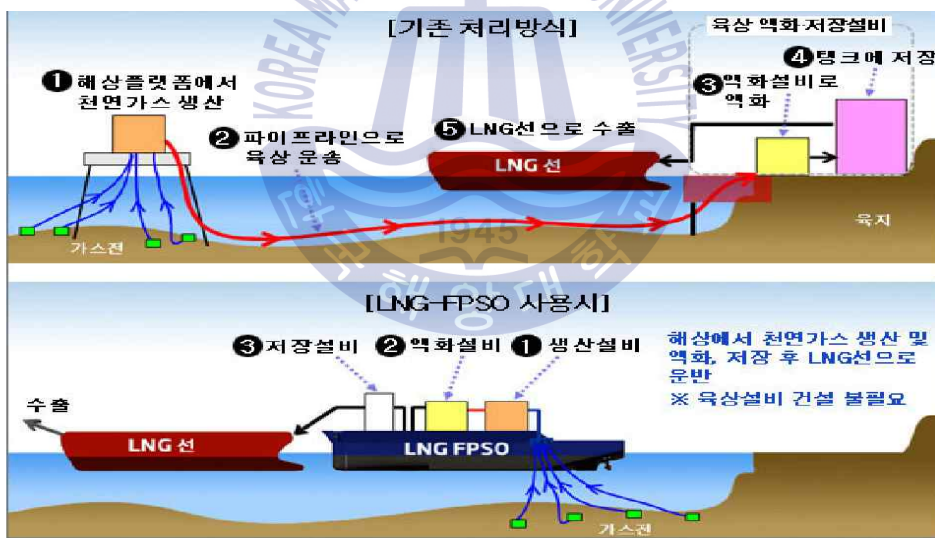


[Fig. 2.1] General arrangement for topside facilities on F-LNG<sup>[7]</sup>



F-LNG의 장점으로는 원거리의 가스전으로부터 생산된 액화천연가스를 이송하기 위한 장거리 파이프라인이나 육상 기반이 불필요하므로 주변 환경에 대한 악영향이 최소화되어 환경문제 혹은 정치적으로 민감한 지역에 추진 가능하며, 지정학적 위험이 큰 국가에서 빈번히 발생하는 보안 문제를 최소화할 수 있다. 그리고 생산설비를 이동 설치할 수 있기 때문에 소규모의 심해 가스전 개발에 유리하다. 반면 생산된 액화천연가스의 수요처를 확보하지 못하면 투자비용을 조달하기 힘들고, 한정된 공간에 가스 생산 설비를 갖추어야 하기 때문에 공간의 제약이 있어서 규모의 경제를 확보하기 어려운 단점도 있다. 최근 국내 D조선사에서 건조된 세계 최초 F-LNG가 첫 액화천연가스를 생산하는데 성공하였다.

[Fig. 2.2]에 육상의 액화천연가스 플랜트와 해상의 F-LNG의 비교 개념을 표현하였다.



[Fig. 2.2] Onshore LNG plant and offshore F-LNG

중전의 육상용 액화천연가스 플랜트에서, 가스전에서 포집된 가스는 해상플랫폼에서 하이드레이션(Hydration) 방지 처리가 된 이후에 파이프라인으로 육상의 액화천연가스 플랜트까지 이송된다. 액화된 천연가스는 저장설비에 저장되

었다가 액화천연가스 운반 선박으로 하역된다. 이에 비하여 해상용 F-LNG의 경우, 가스전에서 포집된 가스는 F-LNG로 이송된 이후에 액화 및 저장되었다가 액화천연가스 수송 선박으로 하역된다. 그 설비가 육상 혹은 해상에 위치한다는 차이점으로 인하여 천연가스의 처리 및 액화, 그리고 저장 및 하역에 있어서 많은 차이가 있는데 [Table 2.1]에 F-LNG와 육상 액화천연가스 플랜트의 장, 단점을 비교하였다.

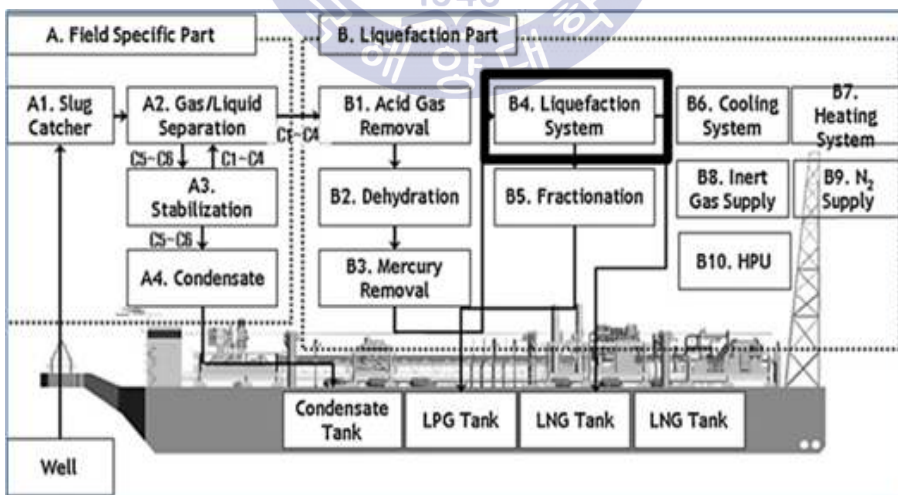
[Table 2.1] Comparison of F-LNG vs onshore LNG plant

Comparison	Onshore LNG Plant	LNG-FPSO
Construction Method	Manufactured and installed at the local liquefaction plant construction site.	Constructed at the shipyard and moved to the production site.
Mobility	No mobility	After the completion of the gas field production, it can be reused by moving to other gas field
Target gas field	Large scale gas field (usually over 5 Tcf)	Medium scale gas field (1 ~ 5 Tcf)
Production train capacity	Production of 2-8 million tons per year	Production of 1 ~ 3.5 million tons per year
Pipeline required	Need(between gas field and plant)	Needless

## 2.2 F-LNG 상측(Topside) 천연가스 처리 공정과 부산물

천연가스전에서 올라온 천연가스에는 액화천연가스 제품의 주요 성분인 메탄, 에탄 외에도 콘덴세이트(Condensate), NGL(Natural Gas Liquid)과 여러 종류의 산성가스와 불순물들이 포함되어 있다. 천연가스와 함께 올라오는 콘덴세이트는 슬러그 캐처(Slug Catcher)와 각 공정 단계에 있는 스크러버(Scrubber)들을 통해서 회수된다. 회수된 콘덴세이트는 수분과 불순물들을 제거하는 안정화(Stabilization) 공정을 거쳐 저장시설로 보내지게 된다.

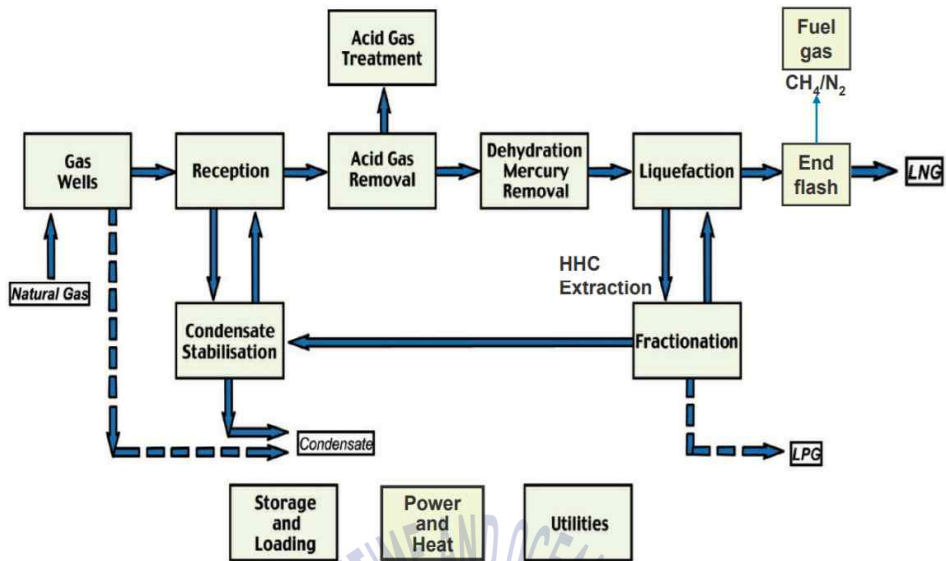
이후 생산될 액화천연가스 제품의 상품성 기준과 장비들을 보호하기 위해서 탄화수소 가스를 제외한 불순물들을 제거해야 하는데, 전처리 공정을 거치면서 물, 산성가스와 수은과 같은 불순물들이 제거 된다. 이산화탄소는 액화천연가스 제품의 열량을 떨어뜨리며, 산성 가스들과 함께 생산 설비의 수명을 단축시킨다. 수분은 결빙되거나 하이드레이트(hydrate)를 형성하여 열교환기의 통로를 막을 수 있으며, 수은은 알루미늄에 대한 부식성이 있기 때문에 알루미늄 합금으로 만들어지는 주 열교환기에 문제를 일으킬 수 있다. [Fig 2.3]에 F-LNG의 Topside 공정 흐름과 Hull의 저장 설비들 간의 상호 관계를 표시하였다.



[Fig. 2.3] Topside process flow line and relations of hull of typical F-LNG<sup>[8]</sup>

전처리 공정을 거친 천연가스는 포함되어 있는 중질 성분들을 분리하는 공정으로 들어가게 된다. 프로판과 부탄은 액화석유가스의 주성분으로 액화천연가스제품의 열량 조절에 사용되며, 혼합 냉매 액화공정의 경우 냉매로 보충할 수 있다. 액화석유가스는 액화천연가스보다 상업적 가치가 높다는 이유로 NGL 추출과 분류(Fractionation) 공정을 통해서 분리되고 액화석유가스 저장 설비에 저장된다. 액화공정은 천연가스를  $-163^{\circ}\text{C}$ 까지 온도를 낮춰서 액화하는 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.

**[Fig. 2.4]**는 액화천연가스 생산 공정의 천연가스를 액화하는 과정에서 발생하는 엔드 플래시(End-flash)로부터 터빈 엔진을 운전하기 위한 연료가스와 메탄보다 응축 온도가 낮은 기체 상태의 질소, 헬륨, 아르곤 등의 가스가 분리되어 나오는 과정을 나타내었다. 엔드 플래시는 질소 제거 공정(Nitrogen Rejection Unit)을 거치면서 잔류 메탄가스와 질소가 분리되어 추출된 액상의 메탄은 연료 가스로 사용하고, 기체 상태의 질소는 대기 방출 또는 다른 용도로 사용된다. 이 때 분리된 기체 상태의 질소에는 질소(비등점,  $-196^{\circ}\text{C}$ )보다 응축 온도가 더 낮은 가스 상태의 헬륨(비등점,  $-268.9^{\circ}\text{C}$ )이 다량 포함되어 있다. 여기서 헬륨을 추출할 수 있다.



[Fig. 2.4] Conventional process of N<sub>2</sub>/He extraction from LNG plant<sup>[9]</sup>

### 2.2.1 수은 제거 공정(Mercury Removal Unit, MRU)<sup>[10]</sup>

수은은 자연 발생 원소로서 천연가스에서 불순물로 분류되는 물질이다. 수은의 양은 생산 지역마다 다를 수 있으며 가스전 내에서도 위치마다 함유량이 다르기 때문에, 현장 분석 결과 농도가 일정하지 않고 매일 달라지고 시간에 따라 달라질 수 있다.

일반적으로 천연가스에 포함된 수은 함유량은 매우 낮아서 수십억 ppb에 불과하다. 그러나 이러한 미량의 수은도 문제를 일으킬 수 있다. 수은은 LNG 플랜트, 극저온 탄화수소 회수 플랜트 및 석유 화학 플랜트에서 일반적으로 사용되는 알루미늄 열교환기를 손상시킨다. 수은 함유량에 대한 기준은 다양하게 달라질 수 있지만 극저온 알루미늄 열교환기와 기타 플랜트 장비의 손상을 방지하려면 수은은 제거해야 한다.

## 2.2.2 산성 가스 처리 공정(Acid Gas Removal Unit, AGRU)<sup>[11]</sup>

가스전으로부터 공급되는 천연가스에는 일반적으로 이산화탄소와 황화수소 및 기타 다양한 황 성분이 포함되어 있다. 산성가스(Sour gas)의 함유량은 지역별로 차이가 있으며, [Table 2.2]에서 액화천연가스 생산 지역별 천연가스 구성 성분들을 확인할 수 있다.

[Table 2.2] Raw gas composition by region

Composition mol%	Northern Wyoming	Oman Onshore	N.W. Alberta	North Africa Offshore	USA Onshore
He	-				0.8
N <sub>2</sub>	1.1		1.1	17	14.6
C <sub>1</sub>	58.9	79.9	58.6	63.9	44.6
CO <sub>2</sub>	19.2	5.9	3.4	13.6	26.8
C <sub>2</sub>	8.6	5.2	7.9	3.3	9.4
H <sub>2</sub> S	2.1	4.7	17.1	0.1	1
C <sub>3</sub>	4.9	2.9	3.2	1	1.7
C <sub>4</sub>	3.3	1.4	2.3	0.5	0.7
C <sub>5</sub>	1.4		1.2	0.3	0.4
C <sub>6+</sub>	0.5		5.2	0.3	0.2
Ratio H <sub>2</sub> s / (H <sub>2</sub> S + CO <sub>2</sub> )	0.1	0.44	0.83	0.007	0.04

황화수소, 이산화탄소 그리고 기타 오염 물질을 제거하는 과정을 통상적으로 가스 처리(Gas Treating) 또는 Gas Sweetening이라고 한다. 가스 처리 공정을 거쳐 생산된 가스는, 판매자의 요구 사양(또는 순도)은 지리적(고온 또는 저온 기후) 및 판매 가스의 최종 용도에 따라 가스 성분의 함량이 결정된다. 액화천연가스에 적용되는 상품성 기준은 황화수소의 경우 4ppmv 이하, 이산화탄소의 경우 약 50ppmv 수준으로 제거해야 한다.

산성 성분의 가스를 제거하기 위한 공정 설비를 Acid Gas Removal Unit (AGRU)라고 한다. 일반적으로 사용되는 추출 공정에는 화학적 흡수와 물리적 흡수 방식이 있다.

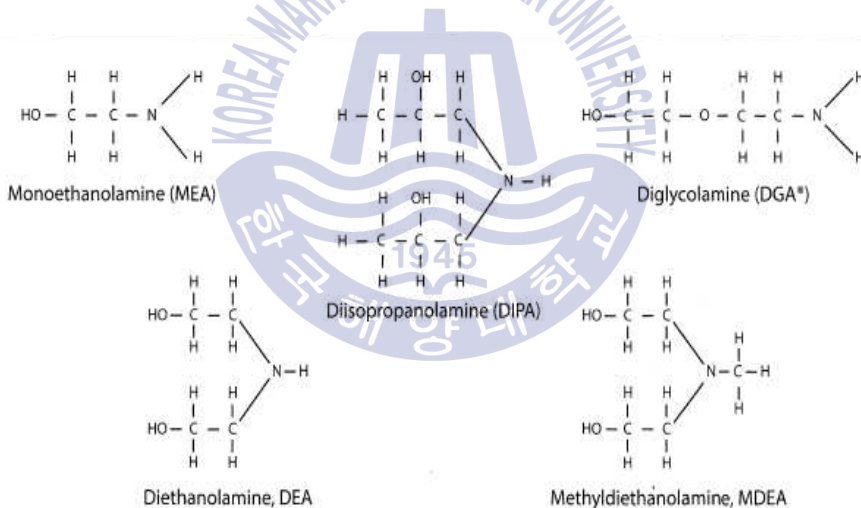


## 1. 화학적 흡수(Chemical Absorption)

MEA, DGA, DEA, DIPA 및 MDEA와 같은 아민(Amine)을 이용하여 화학적 흡착을 이용하는 방법이다.

가장 일반적으로 사용되는 아민은 다음과 같다.

- 1) DGA a primary amine (often around 40%–50%) Diglycolamine
- 2) DEA a secondary amine (often 25%–30%)
- 3) MDEA a tertiary amine (often 40%–45%)
- 4) 활성화된 MDEA 용매는 피페라진(Piperazine)과 같은 활성화제를 사용하며, 반응 속도가 빨라서 이산화탄소와 황화수소가 모두 제거된다. **[Fig. 2.5]**는 여러 형태의 아민들에 대한 화학적 구조를 보여 준다.



**[Fig. 2.5]** The structure and formular for amines

## 2. 물리적 흡수(Physical Absorption)

Sulfinol(등록 상표), Selexol(등록 상표), Purisol(등록 상표) 등과 같은 물리적 용매가 사용될 수 있다. 이러한 공정은 아민보다 미량으로 포함되어 있는 유황 성분(특히, Mercaptans)들을 제거하는데 보다 효과적이다. 화학 용매는 보다 반응성이 높으므로 상대적으로 낮은 수준으로 황화수소와 이산화탄소를 보다 쉽

게 제거한다. 화학적 및 물리적 용매의 특성은 [Table 2.3]에 나타내었다.

[Table 2.3] Characteristic of chemical and physical solvents

Chemical Solvents	Physical Solvents
Remove H <sub>2</sub> S and CO <sub>2</sub> to low levels (e.g., <4ppmv H <sub>2</sub> S, 50-500 ppmv CO <sub>2</sub> )	Remove H <sub>2</sub> S and CO <sub>2</sub> to moderate levels (e.g., 4-10 ppmv H <sub>2</sub> S and occasionally lower; approx. 200-5000ppmv CO <sub>2</sub> )
Limited removal of trace sulfur compounds(TRS)	Significant TRS reduction
Limited hydrocarbon co-absorption	Significant hydrocarbon co-absorption
Higher energy requirements	More moderate to low energy requirements
	Higher capacity than chemical solvents at high acid gas partial pressure

### 2.2.3 수분 제거 공정(De-Hydration Unit)<sup>[11]</sup>

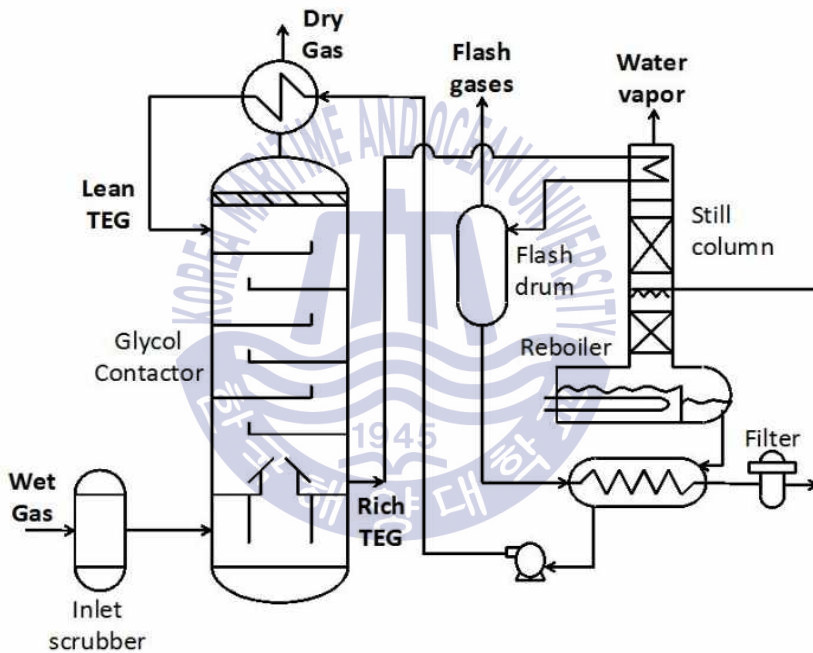
파이프라인, 생산설비의 부식 방지와 액화천연가스 생산 공정 중 하이드레이트 생성에 의한 막힘을 피하기 위해 수분을 필수적으로 제거해 주어야 한다. 수분을 제거하는 공정에는 두 가지 방법을 이용할 수 있으며, 흡착 방식(Adsorption)과 흡수(Absorption) 방식을 이용하는 것이다. 먼저 흡수 방식은 천연가스 내의 수분 농도를 화학적인 흡수 공정을 이용해서 10 ppmv 범위까지 감소시킬 수 있다. 화학적 흡수 공정은 천연가스와 흡수 용제를 접촉시켜서 천연가스에 포함되어 있는 수분을 선택적으로 흡수한다. 흡수 용제는 다음의 물성을 가지고 있어야 한다.

1. 물에 대한 높은 친밀성 및 탄화수소에 대한 낮은 친밀성
2. 흡수 온도에서 낮은 휘발성
3. 가스와 용액 사이의 용이한 접촉과 펌프 작동을 위한 낮은 점도
4. 재생 과정에서 분해를 방지하기 위한 높은 열 안정성



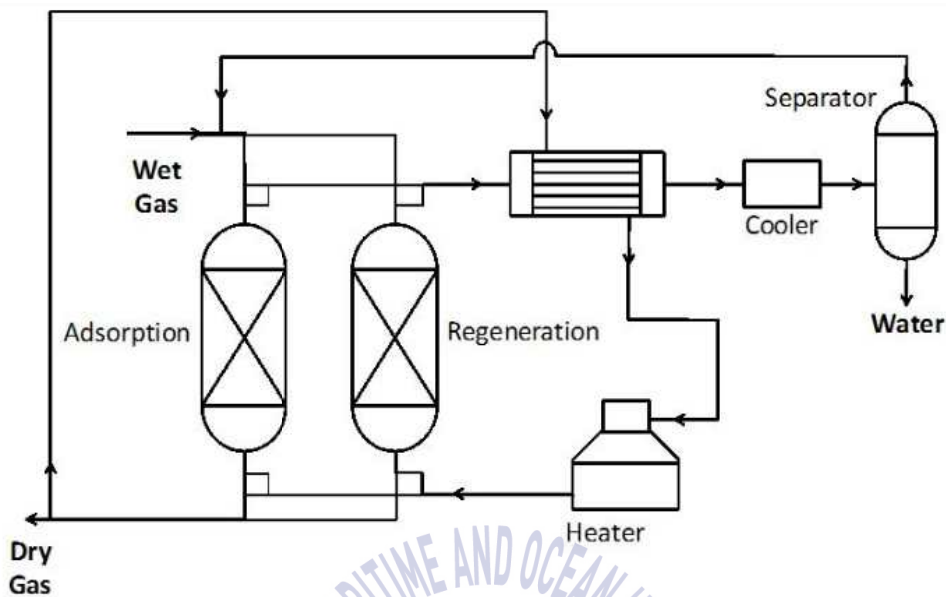
## 5. 낮은 부식성

많이 사용되고 있는 글리콜(Glycol)에는 Ethylene Glycol(EG), Diethylene Glycol (DEG), Triethylene Glycol(TEG), Tetraethylene Glycol (TREG), Propylene Glycol (PG) 등의 흡수제가 가장 널리 사용되고 있으며, 그중에서도 Triethylene Glycol (TEG)를 이용한 공정이 대부분을 차지한다. [Fig. 2.6]은 TEG를 이용한 수분 흡수 공정의 개략도이다.



[Fig. 2.6] TEG absorption dehydration scheme<sup>[12]</sup>

두 번째로 사용할 수 있는 방법으로 탈수 방법으로 물리적인 흡착을 이용한 방법이 있다. [Fig. 2.7]은 흡착 공정의 개략도이다. 이 방법에서 물은 대개 몰체, 실리카겔 또는 알루미나에 흡착된다. 각 건조제의 물리적 특성을 비교하여 [Table 2.4]에 나타내었다.



[Fig. 2.7] Scheme of the temperature swing adsorption dehydration process<sup>[12]</sup>

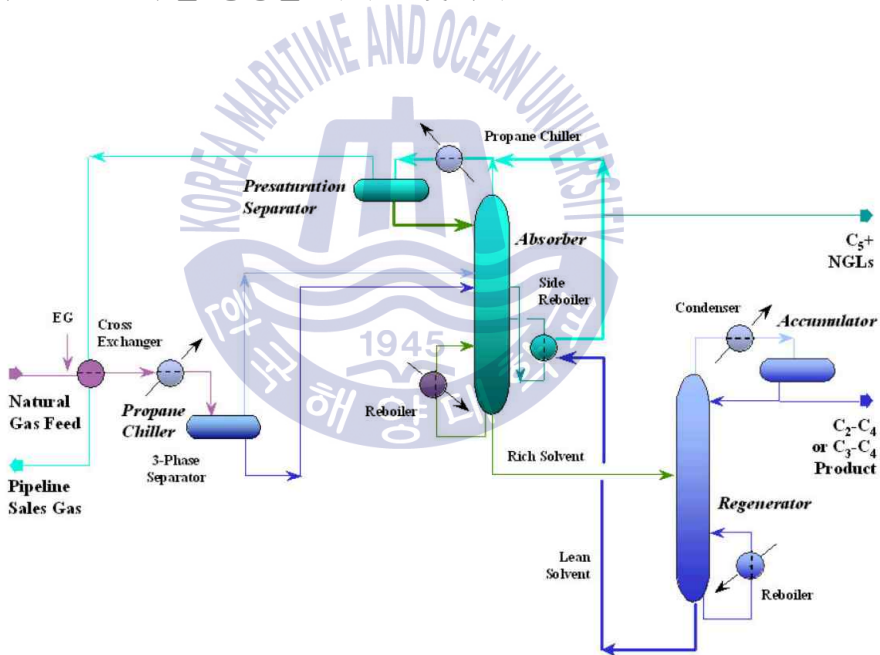
[Table 2.4] Comparison of the physical properties of desiccants used for dehydration of NG<sup>[12]</sup>

Properties	Silica gel	Alumina	Molecular sieves
Specific Area[m <sup>2</sup> /g]	750 - 830	210	650 - 800
Pore Volume[cm <sup>3</sup> /g]	0.4-0.45	0.21	0.27
Pore Diameter[Å]	22	26	4 - 5
Design Capacity[kg H <sub>2</sub> O / 100kg discant]	7 - 9	4 - 7	9 - 12
Density[kg/m <sup>3</sup> ]	721	800 - 880	690 - 720
Heat Capacity[J/kg/°C]	920	240	200
Regeneration Temperature[°C]	230	240	290
Heat of Desorption[J]	3256	4183	3718

## 2.2.4 천연가스 액상 추출(NGLs Extraction)<sup>[13]</sup>

천연가스 스위트닝(Sweetening)과 수분 제거 공정을 거친 후 천연가스 액상(Natural Gas Liquids, NGLs) 추출 공정이 진행된다. 천연가스 액상의 추출 과정은 무거운 탄화수소(에탄, 프로판, 부탄, 펜탄 +)를 추출하는 과정이다.

일반적으로 액체 형태 (액화석유가스 포함)로 회수된 다음 구성 요소 별로 분리하는 공정을 거쳐 정제된다. 천연가스 액상을 추출하여 판매함으로써 추가적인 수익을 얻는 것 외에도 무거운 탄화수소 제거의 주된 이유로는 천연가스를 액화하는 공정에서 결빙으로 인한 공정 방해를 방지하기 위한 것이다. [Fig. 2.8]은 간략한 NGLs 추출 공정을 나타낸 것이다.



[Fig. 2.8] Drawing of AET process NGL technology's NGL extraction<sup>[14]</sup>

NGL은 에탄(C<sub>2</sub>), 프로판(C<sub>3</sub>), 부탄(C<sub>4</sub>), 펜탄(C<sub>5</sub>)과 중 분자 (C<sub>6</sub> - C<sub>9</sub>)의 혼합물을 말한다. 천연가스 스트림에서 NGL을 추출하기 위한 두 가지 기본 방법은 흡수 방법(Absorption)과 극저온 팽창 공정(Cryogenic Expansion Process)이다.

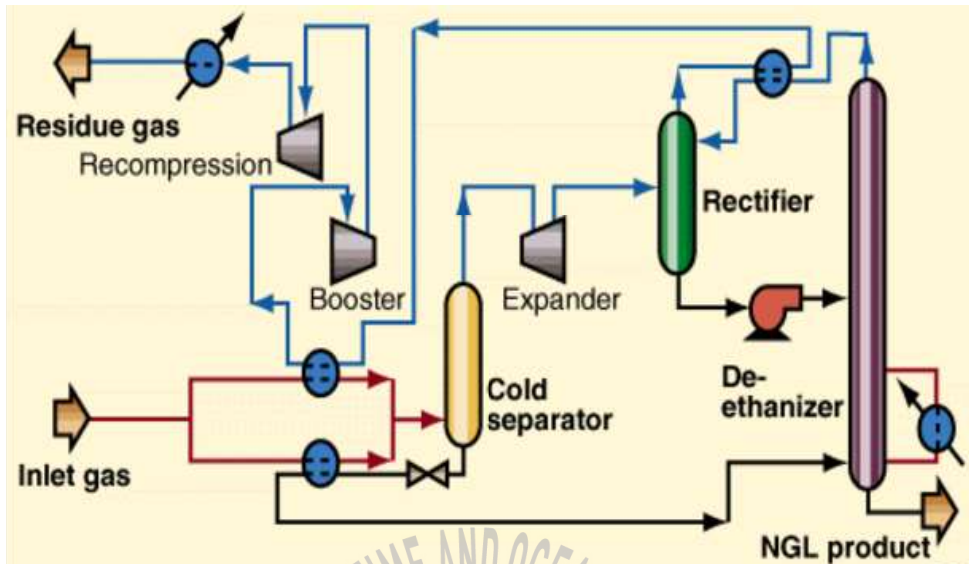
NGL 추출을 위한 흡수 방법은 수분 제거(Dehydration)를 위한 공정과 유사하다. 주요 차이점은 수분 제거 과정에서는 글리콜을 사용하지만, NGLs 흡수에는 흡수성 오일(Sponge Oil)을 사용한다. 이 공정은 천연가스 공급 원료로부터 부탄의 약 75% 및 천연 가솔린<sup>1)</sup>의 85%~90% 를 회수할 수 있다.

다음으로 극저온 팽창기를 이용한 공정이 있다. 흡수 방법은 사실상 모든 중질 NGL을 추출할 수 있지만, 에탄과 같은 가벼운 탄화수소는 천연가스로부터 회수하기가 더 어렵다. 에탄 및 기타 가벼운 탄화수소를 추출하는 것이 경제적인 경우에는 극저온 팽창 공정을 이용하면 높은 회수율을 얻을 수 있다. 극저온 공정은 가스 흐름의 온도를 약  $-120^{\circ}\text{F}(-49^{\circ}\text{C})$ 까지 낮출 수 있도록 구성이 된다. 이 정도의 온도로 차갑게 만드는 방법에는 여러 가지가 있으나, 가장 효과적인 방법 중 하나는 터보 팽창기(Turbo Expander) 프로세스이다. 천연가스 스트림은 외부 냉매를 사용하여 냉각된 다음 냉각 가스를 급속히 팽창시키는 팽창 터빈에 의해 냉각이 된다. 이로 인해 천연가스 온도가 급격히 떨어지고 에탄 및 기타 탄화수소가 응축된다.

메탄은 가스 형태로 그대로 남아 있다. 극저온 팽창 공정에서 에탄 회수율은 약 90%~95%이다. 또한, 팽창 터빈은 천연가스 스트림이 가스 메탄 유출물을 재압축하여 팽창할 때 방출되는 에너지의 일부를 전환시킬 수 있어서 에탄 추출과 관련된 에너지 비용을 절감할 수 있다. 천연가스 흐름에서 NGLs을 추출하면 더 깨끗하고 순수한 천연가스뿐만 아니라 NGLs 자체로 경제적 가치가 있는 탄화수소가 생성된다. 추출된 가스는 액화천연가스 생산을 위한 냉매로도 사용할 수 있다. [Fig. 2.9]에 개략적인 공정도를 나타내었다.

---

1) 습성 천연가스에서 압축법이나 흡착법 등에 의해 회수되는 가솔린. 그 속에서 프로판·부탄 등의 기화하기 쉬운 성분을 분리·제거하여 천연 가솔린을 안정시키고, 자동차 연료용·공업용 등에 일반 가솔린과 같이 사용한다. 거의 납사로만 구성된 원유로, 천연가솔린이라고 불리기도 하며 주로 천연가스전에서 천연가스를 생산하는 가운데 생산됨. 납사가 주성분이면서 소량의 LPG 유분, 등유 유분, 경유 유분을 포함하고 있는 Condensate와는 달리 거의 납사로만 구성되어 있어 아주 간단한 처리를 거치거나 또는 처리를 거치지 않고 바로 납사로 사용할 수 있음.

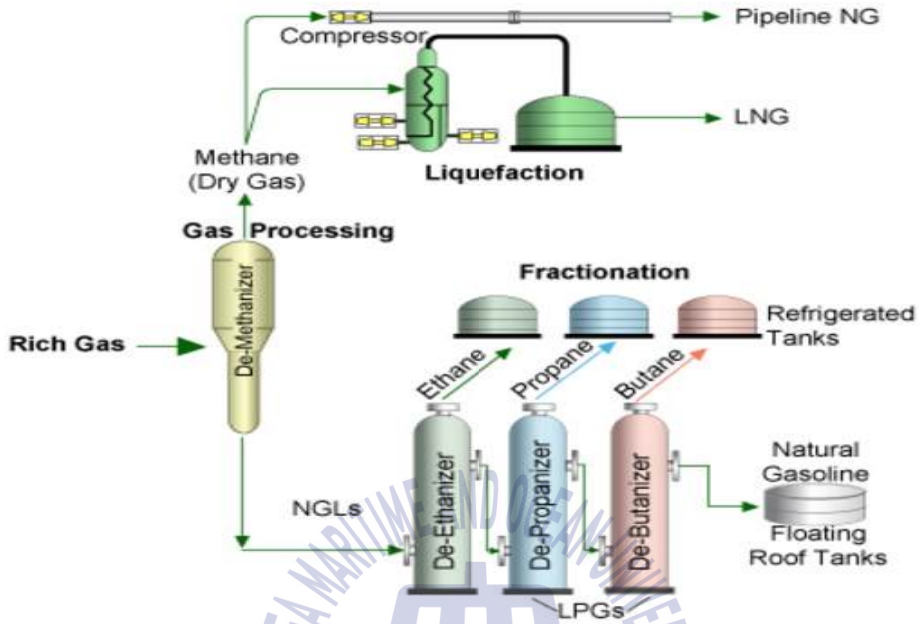


[Fig. 2.9] Cryogenic expansion process to extract NGLs<sup>[15]</sup>

NGLs을 추출해 낸 다음에는 개별적으로 유용한 제품으로 다시 분리해 낼 수 있다. 이것은 분별을 통해서 이루어진다. 분별은 NGLs 스트림의 여러 가지 탄화수소 성분들의 서로 다른 비등점을 토대로 해서 작업이 이루어진다. 특정 분별기는 비등되는 탄화수소에 종류에 따라 이름을 붙인다. 전체 분류 프로세스는 스트림에서 더 가벼운 NGLs를 제거하는 것으로 시작하는 일련의 단계이며 대개 다음 순서로 진행이 된다.

1. 탈 에탄 제거기-에탄 추출
2. Depropanizer-프로판 추출
3. 전처리기-NGL 흐름에서 펜탄 및 중 탄화수소를 남기는 부탄(정상 및 이소) 추출.
4. Butane Splitter 또는 Deisobutanizer - 이 단계는 iso와 normal butanes를 분리한다.

[Fig. 2.10]에서 분별되는 프로세스에 대해서 확인할 수 있다. 액화석유가스는 일반적으로 프로판, 부탄, 또는 이 둘의 조합으로 구성이 된다.

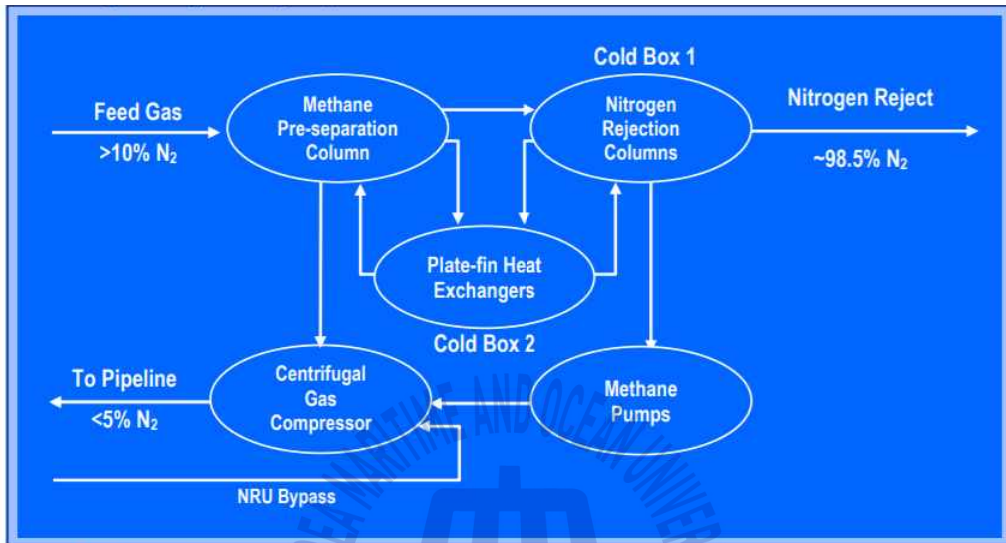


[Fig. 2.10] Separated by fractionation into individual hydrocarbon liquids<sup>[16]</sup>

### 2.2.5 질소 제거 공정(N2 Rejection Unit)<sup>[17]</sup>

질소 제거 공정은 판매용 액화천연가스에서 질소를 제거함으로써 판매 기준을 만족시키기 위한 것이 가장 크다. 역으로 질소를 제품으로 판매하기 위해서는 메탄 성분이 모두 제거가 되어야 한다. 질소 제거 장치 (NRU)는 가스로부터 질소를 선택적으로 제거한다. 천연가스에서 질소를 제거하는 모든 시스템에 적용될 수 있다. 일반적으로 15 MMSCFD(Million Standard Cubic Feet per Day) 이상의 고 유량 생산설비에서는 극저온 처리가 일반적인 방법이다. 이것은 메탄(비등점  $-161.6^{\circ}\text{C}$ )과 질소(비등점  $-195.69^{\circ}\text{C}$ )의 다른 비등점 차이를 이용하는 증류 공정이다. 질소 제거 공정에서는 압축 시스템과 증류 컬럼을 이용해서 메탄이 액화되고 질소는 그대로 기체 상태로 남는 지점의 온도까지 가스 혼합물의 온도를 급격히 감소시킨다. 작은 용량의 경우에는 열교환기가 증류 컬럼이 대

안으로 사용될 수 있다. [Fig. 2.11]은 일반적인 질소 제거 공정을 나타내고 있다.



[Fig. 2.11] Process diagram for typical nitrogen rejection unit<sup>[18]</sup>



## 2.3 헬륨 추출(Helium Extraction)

### 2.3.1 헬륨의 중요성

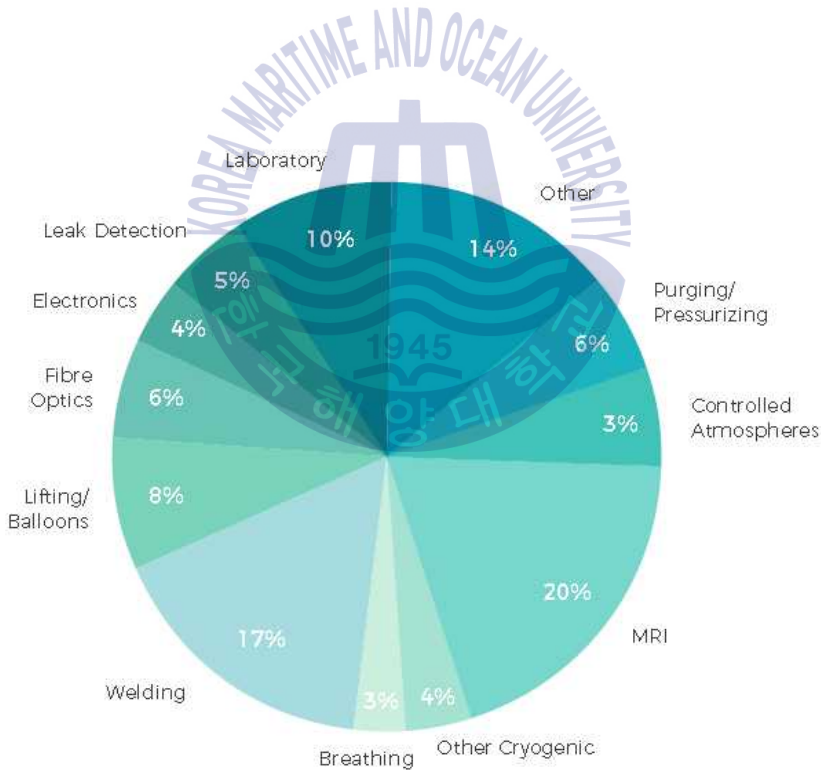
헬륨은 산소, 질소, 아르곤(지구상에 아르곤이 풍부한 이유는 비교적 흔한 K40(칼륨-40)을 비롯한 몇몇 방사성 동위원소의 붕괴 산물이기 때문이다. 생산 방법은 공기를 압축 냉각해서 분별증류로 액체질소나 액체산소를 생산하면서 덩으로 아르곤을 생산한다. 액화 아르곤은 액체질소와 마찬가지로 액체산소 생산의 부산물이다. 원자량이 40인 칼륨 동위원소가  $\beta$  붕괴하여 아르곤과 칼슘으로 변한다) 등 여타 산업용 가스들과 달리 인공적인 제조가 현실적으로 불가능하다. 공기 중에서 헬륨을 생산하는 것은 헬륨 자체가 공기 중에 희박하기 때문에 상업성을 확보할 수 있을 만큼 대량생산하기 위해서는 과도한 설비투자가 요구돼 투자 대비 경제성이 전혀 없다.

천연가스 추출법은 인류가 헬륨을 상업적으로 생산해낼 수 있는 현존하는 유일한 방법으로 현재 지구상에서 생산, 유통, 사용되고 있는 모든 헬륨은 천연가스(Natural Gas)로부터 추출된 제품이다. 그러나 모든 천연가스전에서 헬륨이 추출되는 것은 아니며 매장량 측면에서 상업성을 갖춘 몇몇 대형 천연가스전에서 전 세계 산업용 헬륨의 수요를 모두 충족하고 있다. 이 같은 조건을 갖추고 있는 천연가스전은 세계적으로 10여 개 소에 불과해 헬륨은 천연가스에서 추출, 액화, 정제된 이후 전 세계 수요고객들에게 도착하기까지 상당한 시일이 소요될 수밖에 없는 시장구조를 띄고 있다. 헬륨 생산, 공급업체들이 고도의 초저온 엔지니어링 기술을 적용하고, 배송 과정에서 발생할 수 있는 누설을 최소화 하는데 다각적인 노력을 기울이고 있는 것도 이러한 이유에 기인하는 것이다. 천연가스 생산과정에서 부산물로서 헬륨을 추출하여 공급하기 위해서는 가스의 가공은 물론 천연가스 액화, 초저온 가스 분리, 추출, 정제, 저장 등에 대해 기술적으로 매우 복잡한 과정들을 거쳐야만 한다<sup>[1]</sup>.

헬륨을 사용하는 주요 4산업(MRI, 광섬유, 반도체, 리크 테스트)에서는, 신흥국을 중심으로 향후 수요가 더욱 확대될 것으로 예측되고 있어, 사회의 요구에



맞는 각종 기술 개발도 추진되고 있다. 2013년의 세계 헬륨 소비량은, MRI에서 25.2 MMcm(Million cubic meters), 반도체에서 20.4 MMcm, 광섬유에서 11.6 MMcm, 리크 테스트에서 8.5 MMcm으로, 세계 수요의 3분의 1정도를 점한다. 이 밖에 헬륨 수요가 큰 분야로는, 용접과 부양 가스(풍선, 비행선용 등), 분석(가스크로마토그래피), 기초연구 등이 있다. 지역별로 보면, 향후 헬륨 수요는 북미와 유럽, 일본에서는 보합세로 추이하고, 중국과 기타 아시아에서 크게 확대될 것으로 예측되고 있으며 세계 전체의 수요는 221 MMcm에 달한다. 수요가 확대하는 지역에서는, 경제 발전에 따른 첨단 의료에 대한 액세스 향상과 첨단 기술 거점의 입지 확대 등에 따라, 헬륨 소비량이 확대될 것으로 보인다. [Fig. 2.12]은 각 분야별 헬륨 소비량을 도식하였다<sup>[19]</sup>.



[Fig. 2.12] Helium consumption by end user<sup>[20]</sup>

### 2.3.2 헬륨의 추출 과정 및 정제<sup>[21]</sup>

다양한 천연가스 매장지에서 발견되는 헬륨의 양은 거의 0에서 최대 4%까지 다양하다. 생산 천연가스전의 약 1/10만이 경제적으로 실행 가능한 헬륨 농도가 0.4% 이상이다. 가스가 약 0.4% 이상의 헬륨을 함유하는 경우, 헬륨 함량을 회수하기 위해 극저온 증류법이 일반적으로 사용된다. 다음은 헬륨을 추출하고 처리하는 일반적인 작업 순서이다.

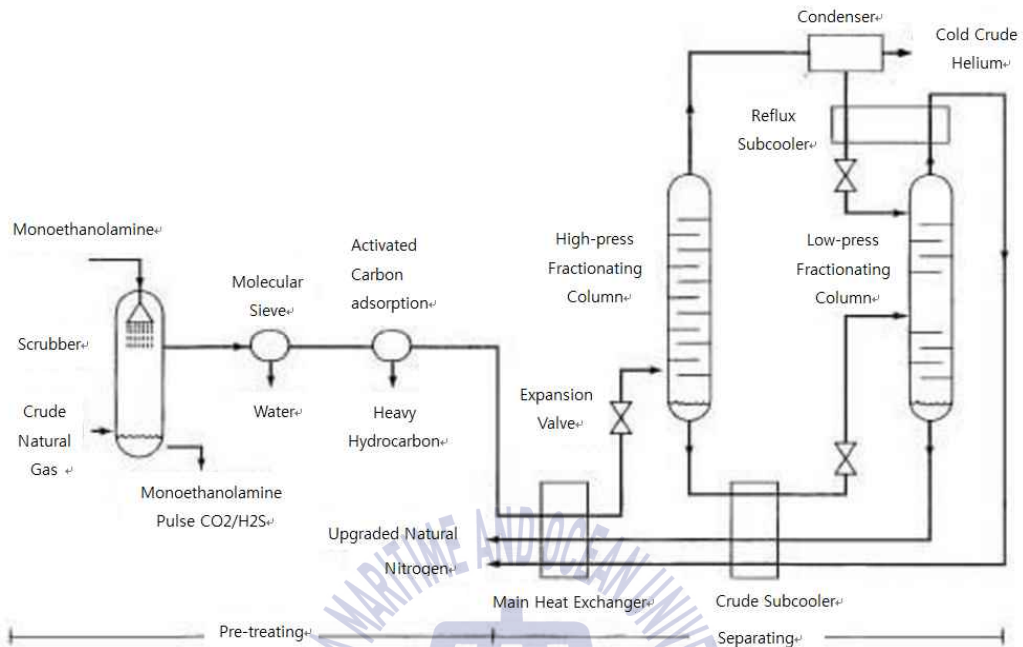
#### 1. 전처리

2.3절에서 설명한 것과 같이 헬륨을 생산하는 공정의 일부로 헬륨의 순도와 극저온 공정에서 결빙으로 인해 공정 진행을 방해하는 것을 막기 위해서 수분, 이산화탄소 및 특정 중질 탄화수소와 같이 결빙될 수 있는 모든 불순물을 전처리 과정에서 먼저 제거되어야 한다.

#### 2. 추출(Extraction)

액화천연가스를 생산하는 과정에서 발생하는 앤드 플래시 가스에서 질소와 잔류 메탄가스를 분리하는 과정에서 헬륨(-268.9℃)의 추출은 시작된다. 천연가스로부터 질소를 제거하는 것이기 때문이다. 메탄이 분리되어 추출된 이후에는 질소, 헬륨, 네온(-246℃) 등 극저온의 비등점을 갖는 기체들만 남으며, 헬륨이 질소보다 비등점이 낮기 때문에 냉각과정을 거치면서 액체 질소를 분리하고 나면 헬륨이 남게 되는데 이를 크루드(Crude) 헬륨이라고 한다.

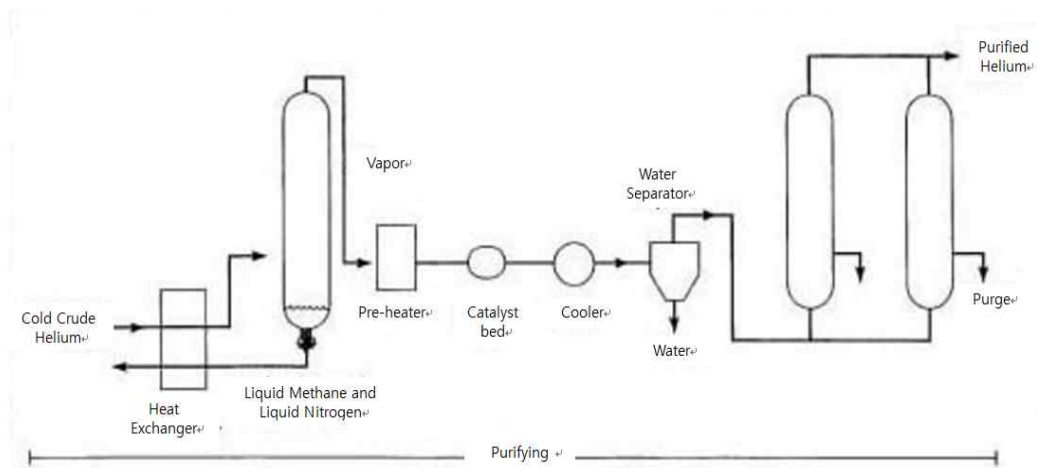
헬륨을 추출하는 방법은 세계적인 가스 공급회사인 Air Liquefied 사, Air Product 사, Linde 사에서 개발하여 특허를 받은 여러 공정들이 사용되고 있다. 대부분 플래싱 기반 공정(Flashing Based Process)과 증류 기반 공정(Distillation Base Process)을 기반으로 설계되었다. [Fig. 2.13]은 헬륨을 생산하는 공정 중 플래싱 기반 공정의 개략적인 공정의 흐름을 나타낸 것이다.



[Fig. 2.13] Separation process for helium recovery

### 3. 정제(Purifying)

크루드 헬륨은 헬륨의 순도를 높이기 위해서 정제 과정을 거친다. 가장 효과적인 정제 방법으로 압력 스윙 흡착 공정(Pressure Swing Adsorbed, PSA)이 사용된다. 각 용기 안에는 수천 개의 입자가 작은 구멍으로 채워져 있다. 가스 혼합물이 압력 하에서 이들 입자를 통과함에 따라, 특정 가스가 입자 기공 내에 갇히게 된다. 그런 다음 압력을 낮추고 포획된 가스를 퍼지(Purge)하기 위해 가스의 흐름을 역전시킨다. 이 사이클은 처리되는 가스의 흐름량과 가스의 농도에 따라 몇 초 또는 몇 분마다 계속해서 반복하여 99.99% 순도의 헬륨을 생산할 수 있다. [Fig. 2.14]는 분리된 크루드 헬륨을 순도가 높은 헬륨으로 정제하는 일반적인 과정을 보여 주고 있다.



[Fig. 2.14] Purifying process for crude helium

#### 4. 액화 및 배송(Distribute)

헬륨은 상온에서 가스로, 또는 매우 낮은 온도에서 액체로 배송된다. 기체 헬륨은 단조강 또는 알루미늄 합금 실린더에 900–6,000 psi (6–41 MPa 또는 60–410 기압) 범위의 압력으로 분배된다. 대량의 액체 헬륨은 약 14,800 갤런 (56,000 리터) 용량의 절연 용기에 분배된다. 액체 헬륨 제조는 일련의 열교환기 및 팽창기를 통과하면서 한다. 점진적으로 냉각되고 팽창됨에 따라 온도가 약  $-452^{\circ}\text{F}$  ( $-269^{\circ}\text{C}$ )로 떨어지고 액화된다. 다량의 액체 헬륨은 일반적으로 고압을 견딜 수 있는 압력 용기에 담아 운송된다.

생산지에서 근거리에 배송되는 경우, 액체 헬륨은 트럭 트랙터에 의해 견인되는 커다란 절연 탱크 트레일러에 저장되어 이송이 된다. 탱크 본체는 열 손실을 줄이기 위해 내측 쉘과 외측 쉘 사이에 진공 공간이 있는 2개의 쉘로 구성된다. 진공 공간 내에서, 반사 호일의 다중 층은 외부로부터 열 흐름을 차단한다. 해외로의 이송이 필요한 경우에는 선적량을 늘리기 위해서 헬륨을 특수 선적 컨테이너(ISO 컨테이너)에 넣어야 한다. 절연체를 제공하기 위한 진공 공간 이외에, 이들 용기는 외부로부터 열을 흡수하기 위해 액체 질소로 채워진 제2셴을 또한 갖는다. 열이 흡수됨에 따라 액체 질소가 비등하여 배출될 수 있

도록 되어 있다.

ISO 컨테이너의 제조단가는 약 100만 달러에 이르며, 자가 ISO 컨테이너가 아닌 임대용의 경우에는 평균적으로 생산기지에서 출고 후 물류 시점부터 임대료(하루 300~400달러 기본)가 정산되는 방식이 적용된다<sup>[22]</sup>.

**[Fig. 2.15]**는 세계 최대 크기의 액체 헬륨 이송용 ISO 컨테이너로 Gardener 사에서 제작된 것이다. 용량은 41,640 리터(11,000 갤런)이다. 육상 및 해상 운송이 가능하다고 한다.



**[Fig. 2.15]** World largest liquid helium tank container<sup>[23]</sup>

3장에서 헬륨의 생산방법에 대해서 주요 메이저 헬륨 공급사들과 엔지니어링 회사들에서 가지고 있는 헬륨 생산 특허 공정들에 대해서 공정을 분석하고 주요 특징들에 대해서 알아보겠다.

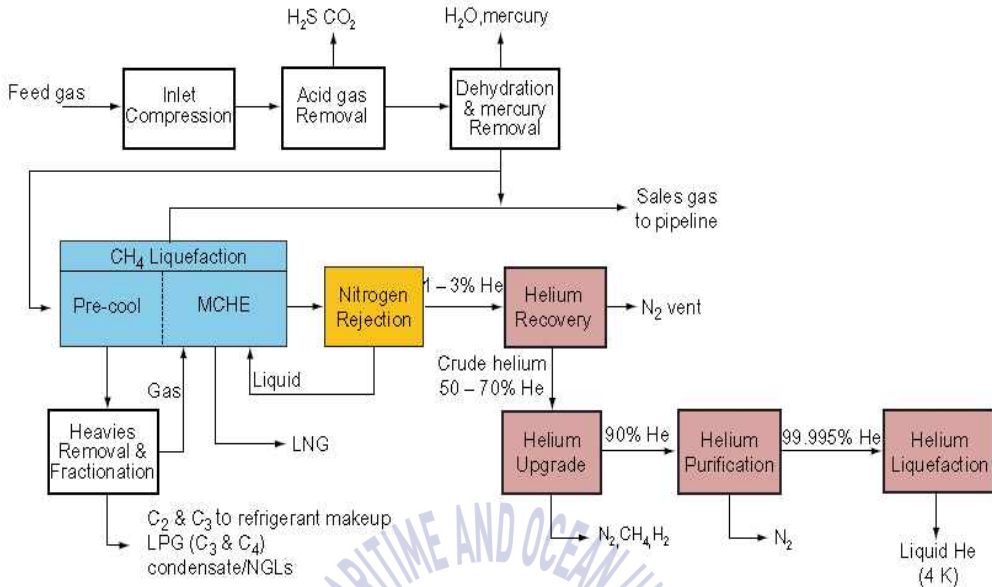
## 제 3 장 헬륨 추출 공정 분석

가스전으로부터 공급되는 다 성분 가스 혼합물로부터 헬륨을 분리 및 회수하기 위한 다양한 기술이 있다. 이러한 기술에는 멤브레인 기술, 압력 스윙 흡착(PSA) 기술 및 극저온 기술을 포함한다. 이 기술들 중에서 극저온 공정은 가장 경제적인 방법이며 저 순도 헬륨을 함유한 천연가스 또는 기타 스트림으로부터 높은 회수율과 순도로 헬륨을 생산하는 데 일반적으로 사용되어 왔다. 메탄, 질소, 수소 및 헬륨의 표준 비등 온도는 각각 111.7K, 77.36K, 20.28K 그리고 4.22K이다. 헬륨, 질소, 수소, 메탄 및 다른 성분 사이의 끓는 온도 차이를 이용한 플래싱(Flashing) 기반, 증류(Distillation) 기반 또는 플래싱과 증류 기반이 합쳐진 형태의 극저온 공정이 있다.

### 3.1 헬륨 추출 공정

액화천연가스 생산 스트림(Stream)으로부터 헬륨을 추출하기 위한 시스템의 개략도는 [Fig. 3.1]에서 확인할 수 있다. 일반적으로 5개의 단계로 나눌 수 있다.

첫 번째 단계로 제2장에서 설명한 바와 같이 헬륨을 함유한 천연가스는 중질 탄화수소, 물 그리고 산성 성분 가스를 제거하기 위해 전처리 설비를 거친다. 불순물이 극저온 열교환기에서 얼어붙어 공정의 흐름을 방해하기 때문에 액화 천연가스 생산 공정에서 실질적으로 중요한 단계이다. 두 번째 단계로 전처리 공정을 거친 천연가스를 액화시키는 액화공정이 있다. 세 번째 단계로 천연가스를 액화하는 과정에서 발생하는 엔드 플래시 가스에서 질소 성분을 제거(NRU) 하는 공정을 거친다. 네 번째 단계로는 질소가 제거되면서 남게 되는 헬륨을 높은 순도의 헬륨으로 생산하기 위한 정제 공정(PSA)과 다섯 번째 단계인 헬륨 액화공정으로 이루어진다.



**[Fig. 3.1]** Overview of LNG process and location of helium concentration operations after the nitrogen rejection unit<sup>[24]</sup>

헬륨 추출 설비를 액화천연가스 생산설비에 추가할 때는 헬륨 생산 공정은 훨씬 낮은 온도에서 공정이 진행되기 때문에 액화천연가스 설비에 헬륨 추출 공정을 추가할 때는 불순물의 함량은 훨씬 더 엄격하게 제한된다<sup>[25]</sup>. 전처리 설비가 더 높은 사양이 필요할 수도 있어서 장비 설치비용과 운영비용이 증가할 수 있다.

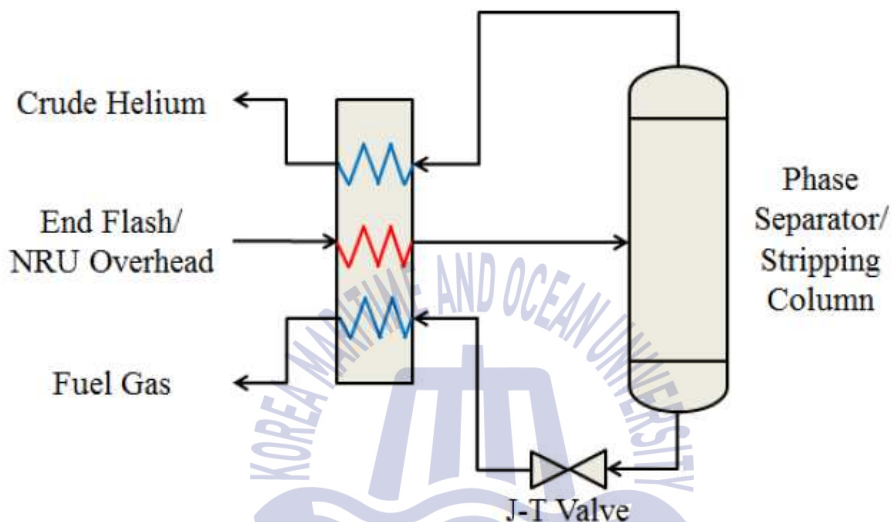
전처리 공정을 거친 후, 공급가스(Feed Gas)는 액화공정을 거치면서 액화된 천연가스와 플래시 가스(Flash Gas)로 나뉘게 된다. 플래시 가스에는 일부 메탄과 메탄에 비해서 비등점이 낮은 헬륨, 질소, 아르곤 등이 포함되며 별도의 처리 시설로 보내지거나, 대기로 방출된다. 액화천연가스는 별도의 저장시설에 저장된다. 헬륨 추출은 일반적으로 질소 제거 공정의 일부로서 수행된다. 헬륨이 포함된 천연가스에는 질소가 많이 함유되어 있는 경우가 많다<sup>[26]</sup>.

천연가스의 질소함량은 액화천연가스의 발열량을 높이고 수송 규격을 충족시키기 위해 감소되어야 한다. 따라서 질소 제거 공정이 추가되어야 한다. 일반적



으로 헬륨 추출 공정은 질소 제거 공정과 병행되어 진행할 수 있다<sup>[25]</sup>.

일반적으로 헬륨 추출 설비(Helium Extraction Unit, HeXU)는 [Fig. 3.2]와 같이 상 분리 드럼(Phase Separator)과 열교환기로 구성된다.



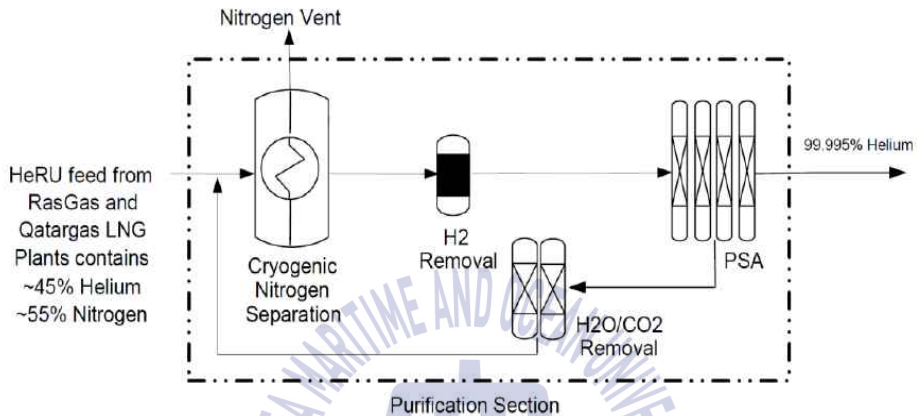
[Fig. 3.2] A typical helium extraction unit<sup>[28]</sup>

헬륨 함유량이 높은 가스는 여전히 많은 양의 질소와 메탄을 함유하고 있다. 따라서 플래시 가스 또는, 질소 제거 공정을 거친 상부 가스는 열교환기를 통해 부분적으로 응축되어 질소와 메탄이 응축되어 분리될 수 있게 한다. 헬륨의 비등점이 다른 두 성분보다 낮기 때문에 헬륨의 대부분은 기체 상태로 남고 질소와 메탄은 응축된다. 크루드 헬륨 스트림의 헬륨 농도는 일반적으로 50 mol% 이상이며 나머지는 주로 질소이다.

열 교환기의 냉각일(Cooling duty)은 응축된 질소와 메탄 혼합물을 줄-톰슨 밸브를 통해 팽창시킴으로써 공급된다. 헬륨 추출 공정의 유형에 따라 혼합물은 거의 순수한 질소로 구성될 수 있다. 따라서 대기로 배출하거나 다른 공정 단계를 위해 액화질소를 수집할 수 있다. 크루드 헬륨은 HeRU(Helium Recovery



Unit)에 있는 압력 스윙 흡착기(Pressure Swing Adsorber, PSA)에 의해 99.999 vol% 까지 정제된다<sup>[25]</sup>. 필요한 경우, [Fig. 3.3]에서와 같이 수소와 이산화탄소를 제거하는 설비를 HeRU에 추가할 수 있다.



[Fig. 3.3] Typical helium recovery unit<sup>[28]</sup>

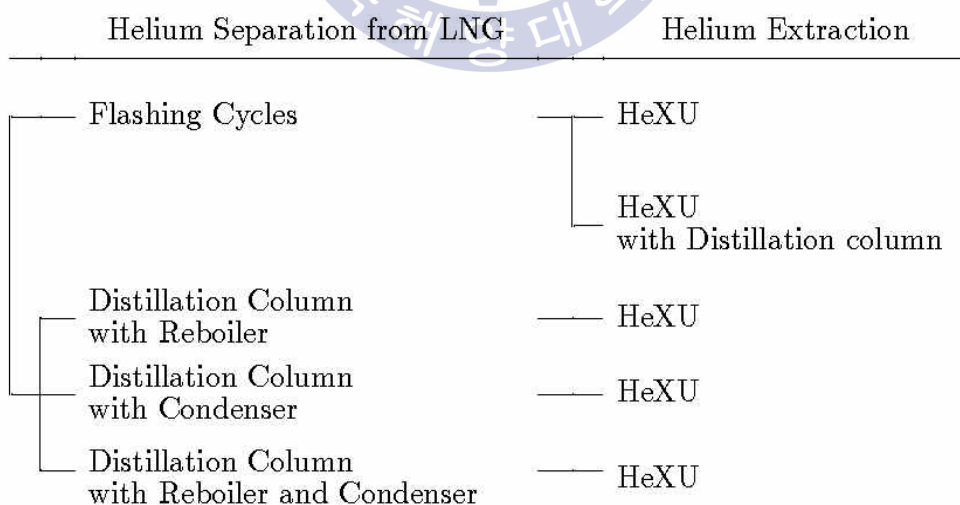
이 단계에서는 불순물의 농도를 매우 낮게 감소하는 것이 필수적이다. 그렇지 않으면 매우 낮은 작동 온도를 갖는 헬륨 액화기에서 동결된다. PSA에 들어가기 전에, 크루드 헬륨 가스 내의 질소 함량은 냉매로서 액체질소를 이용하는 극저온 분리에 의해 감소된다. PSA로부터 질소가 풍부한 테일 가스는 여전히 상당량의 헬륨을 함유하고 있으므로 HeRU의 상류로 재 압축되어 보내지게 된다<sup>[25]</sup>.

마지막으로, PSA로부터 배출된 순수한 헬륨가스는 헬륨 액화 장치에서 액화된다. Linde, Claude 및 Collins 프로세스는 헬륨 액화에 적용되는 주요 기술이다. 모든 공정은 줄-톰슨(J-T) 밸브 또는 터보 익스팬더(Turbo Expander)를 통해 자체적으로 헬륨을 팽창시켜 냉각일을 제공한다. 고려해야 할 점은 줄-톰슨 밸브는 줄-톰슨 계수가 주어진 조건에서 양의 값을 가질 때만 사용되어 이 장치를 통해 온도가 감소할 수 있다는 것이다<sup>[25]</sup>.

### 3.2. 헬륨 추출 원리<sup>[28]</sup>

일반적으로, 극저온 분리법이 액화천연가스 공정으로부터 헬륨을 추출하는데 사용된다. 헬륨 추출을 위한 공정들은 크루드 헬륨을 생산하기 위해 분리된 헬륨이 풍부하게 포함되어있는 가스(Helium Rich Gas)를 헬륨 추출 공정(HeXU)에 공급하기 전에 액화천연가스에서 어떻게 헬륨을 분리하는가에 따라 분류된다. 혼합물의 극저온 분리 원리는 액화천연가스부터 질소를 제거하는 것과 유사하며, 두 가지 원리로 분류된다. 플래싱(Flashing)과 상 분리(Phase Separation)이다. 간략히 말해서 플래싱과 증류(Distillation)이다.

주된 차이점은 헬륨이 풍부한 가스는 구성 성분의 함유량, 온도 및 압력에 따라 서로 다른 조건을 갖는다는 것이다. 각각의 방법들은 HeXU의 크루드 헬륨 생산의 성능에 큰 영향을 미친다. 또한, HeXU 타입은 전형적인 HeXU와 증류탑을 포함한 HeXU로 나눌 수 있다. 그러므로 **[Fig. 3.4]**와 같이 주로 5가지 유형의 헬륨 추출 공정이 있다. 특히 플래싱 사이클들의 조합과 증류탑이 있는 HeXU의 조합을 통합 기반 공정(Integration Base Process)라고 부른다.

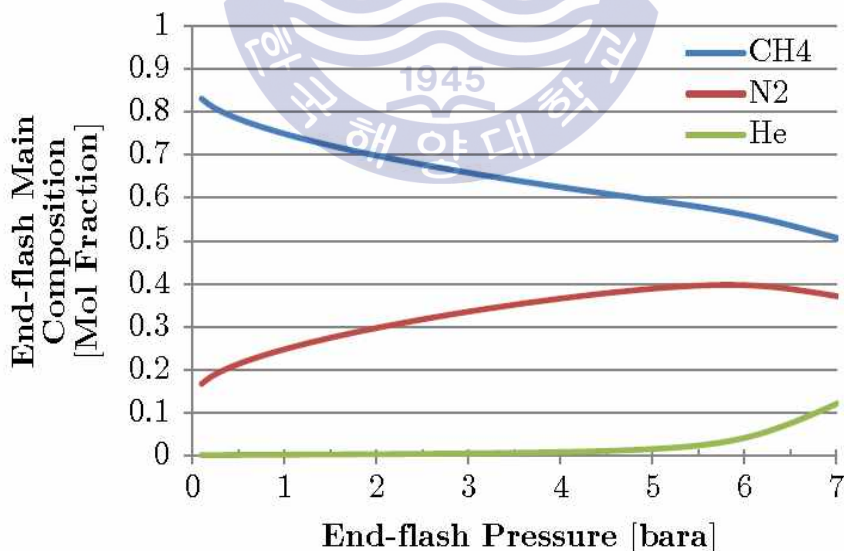


**[Fig. 3.4]** Type of helium extraction process from LNG<sup>[28]</sup>

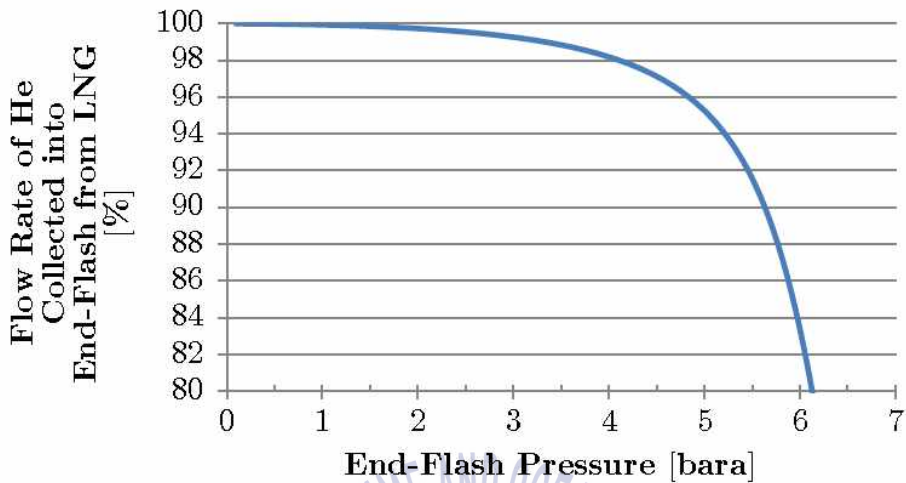
액화천연가스에서 헬륨을 분리하는 가장 간단한 방법은 줄-통슨 팽창과 상 분리(Phase Separation)를 이용하는 플래싱 방식(Fishing Based Process)이다. 액화천연가스를 감압시킴으로써 액화천연가스의 이슬점은 매우 낮아지고 구성 성분 중 헬륨과 같이 이슬점이 매우 낮은 성분들은 기체 상태로 남게 된다. 이를 엔드 플래시(End Flash)라고 한다. 그러나 혼합물 간의 확실한 분리는 이 방법으로는 달성될 수 없다.

[Fig. 3.5]는 엔드 플래시가 헬륨뿐만 아니라 많은 양의 질소와 메탄을 함유하고 있음을 보여준다. 보다 정교한 헬륨 분리를 달성하려면 [Fig. 3.5]에 표시된 것처럼 고압의 엔드 플래시가 필요하다.

다른 한편으로는 [Fig. 3.6]에서 보이는 것처럼 압력이 높아지면 액화천연가스로부터의 플래시 가스에 헬륨의 함량이 작아진다. 그렇기 때문에 비교적 저압의 플래시 가스(5 bara 정도)가 HeXU와 같은 하부 공정에서 충분한 양의 헬륨을 생산하기 위해 액화천연가스로부터 추출이 된다.

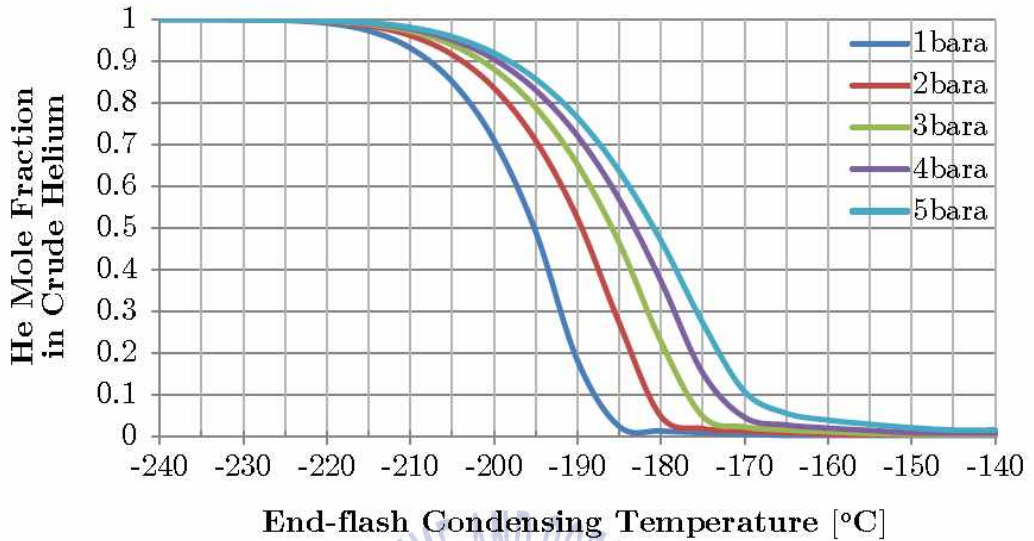


[Fig. 3.5] End-flash composition concerning end-flash pressure level<sup>[28]</sup>

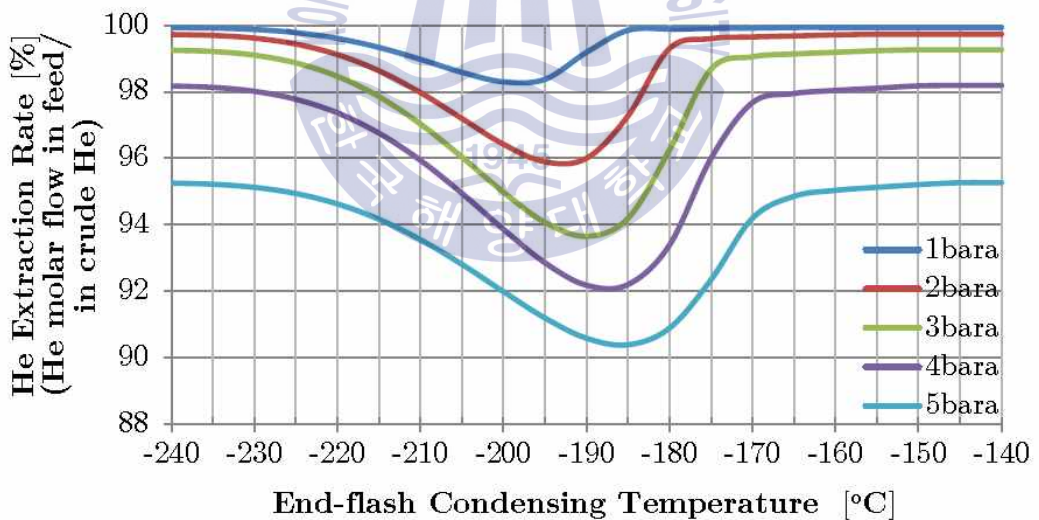


**[Fig. 3.6]** Helium collection rate concerning end-flash pressure level<sup>[28]</sup>

헬륨 함유 플래시 가스는 그다음 극저온 분리의 또 다른 전형적인 방법인 부분 응축(Partial Condensation)에 의해 헬륨의 순도를 높이기 위해 HeXU로 보내진다. 크루드 헬륨은 통상적으로 적어도 50 mol% 헬륨을 포함해야 한다. 농도를 확보하기 위해, 플래시 가스는 온도를 낮춤으로써 메탄과 질소 함량을 감소시키기 위해 부분적으로 응축된다. **[Fig. 3.7]**은 크루드 헬륨의 함량과 최종 플래시 응축 온도의 관계를 나타낸다.



[Fig. 3.7] Helium mole fraction versus end-flash condensing temperature<sup>[28]</sup>



[Fig. 3.8] Helium extraction rate versus end-flash condensing temperature<sup>[28]</sup>

5 bara 플래시 가스는  $-180^{\circ}\text{C}$ 에서 50 mol%의 헬륨을 얻는다. 응축 온도를 더욱 낮춤으로써 헬륨 함량을 높일 수 있다. 그러나 이것은 [Fig. 3.9]에서와 같이 크루드 헬륨에서 헬륨의 양을 더 적게 만든다. 이러한 상황을 피하기 위해서는

HeXU의 불순물 동결을 고려할 때  $-190^{\circ}\text{C}$ 보다 낮은 온도가 필요하다. 크루드 헬륨의 헬륨 몰 흐름을 더 증가시키려면 엔드 플래시 압력을 감소시킬 수 있다. 특정 응축 온도에서 저압 엔드 플래시는 [Fig. 3.9]에서와 같이 크루드 헬륨에서보다 많은 양의 헬륨을 생산한다. 그러나 [Fig. 3.8]에서와 같이 고압의 엔드 플래시와 비교할 때 헬륨 중의 특정 헬륨 몰 농도에 도달하기 위해서는 응축 온도가 더 낮아야 한다.

예를 들어, 5 bara 엔드 플래시는 약  $-180^{\circ}\text{C}$  정도로 냉각되어 원유 헬륨에 50 mol% 헬륨을 갖도록 하고 3 bara 엔드 플래시는 같은 농도의 헬륨을 갖도록 하려면 약  $-190^{\circ}\text{C}$  정도로 냉각해야 한다. 이는 HeXUs에게는 매우 바람직하지 않은 조건이다. 첫째, 응축 온도가 낮으면 불순물이 HeXU에서 쉽게 동결된다. 또한, 압력이 낮기 때문에 크루드 헬륨과 연료가스에 더 많은 압축 에너지가 필요할 수 있다. 그러므로 엔드 플래시 압력과 그 응축 온도를 선택하는 것은 더 낮은 압력으로 크루드 헬륨을 더 많이 생산해서 판매함으로써 얻을 수 있는 이익이 크루트 헬륨과 연료가스(Fuel Gas) 압축기의 운영비용 증가를 초과하는지 경제성 평가가 필요하다.

헬륨 추출 공정의 또 다른 주요 원리는 증류(Distillation Based Process)이다. 앞에서 설명한 것처럼 플래싱은 정교한 헬륨 분리를 할 수 없다. 보다 정교한 헬륨으로 분리하기 위해 줄-통슨 밸브 및 상 분리기 대신 증류 컬럼(Distillation Column)을 사용할 수 있다. 이를 통해 플래싱 방법과 비교하여 특정 압력 수준에서 컬럼 상부로 더 많은 양의 헬륨을 추출할 수 있다. 이로 인해 더 많은 원유 헬륨이 생성되고 원유 헬륨 및 연료 가스 압축기의 전력 소비가 감소한다. 하지만, 문제점은 컬럼 응축기에 적합한 냉각 매체를 찾는 것이 어렵다는 것이다. 따라서 전체 시스템에 컬럼의 열전달에 의한 응축일을 수행하기 위한 많은 어플리케이션이 개발되었다.

플래싱과 증류를 모두 적용(Integration Based Process) 하는 헬륨 추출 공정이 다양하게 있다. 먼저, 플래싱 단계가 헬륨이 풍부한 엔드 플래시를 얻는 데 사용된다. 그런 다음 HeXU에서 플래시 방식(Flash-based Separation)과 달리 증류 컬럼이 장치에 포함된다. HeXU에서 엔드 플래시의 부분 응축에 의해, 특정

헬륨 물 분율을 갖는 제한된 양의 크루드 헬륨만을 생산할 수 있다. 그러나 증류 컬럼은 높은 수준의 크루드 헬륨 생산을 가능하게 하면서, 압력 수준을 높게 유지하면서 크루드 헬륨의 헬륨 함량을 높인다.

F-LNG의 경우에는 액화천연가스 생산 공정을 가지고 있기 때문에 천연가스의 액화공정과 헬륨 추출 공정을 같이 운영할 수 있는 기술에는 어떤 것들이 있는지 확인이 필요하다. 다음 절에서 천연가스 액화공정과 결합할 수 있는 헬륨 추출 공정에 대해서 특허 받은 대표적인 공정들에 대해서 분석하였다.

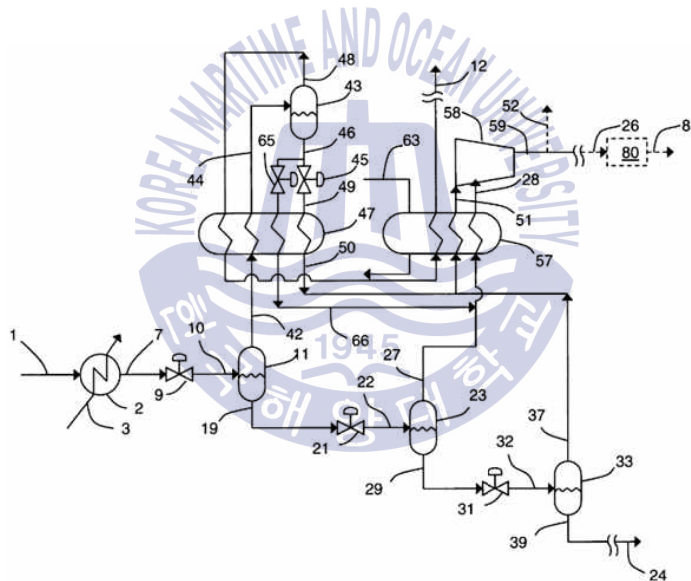




### 3.3 헬륨 추출 방식별 공정 특성 분석<sup>[28]</sup>

#### 3.3.1 플래싱 방식(Flashing Based Processes)

전 세계 1위 헬륨 생산 업체인 APCI 사는 액화천연가스 스트림에서 많은 헬륨이 생산되는 추세에 따라 플래싱 방식(Flashing Base Process)의 헬륨 추출 공정을 개발하였다<sup>[29]</sup>. 이 공정은 공급 가스에서 0.1% 미만의 헬륨을 함유 한 액화천연가스 플랜트에서 헬륨을 회수하도록 설계되었기 때문에 액화천연가스 스트림의 헬륨 농도가 낮은 플랜트에 적합하다. 개략도는 [Fig. 3.9]에 나와 있다.



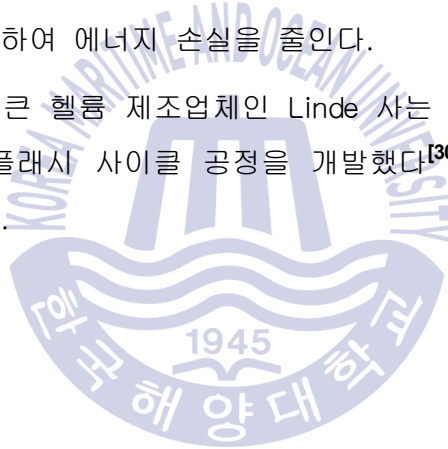
1: Feed Gas	24: Final LNG product
2: LNG Liquefier	43: HeXU phase separator
7: Sub-cooled LNG	47: HeXU heat exchanger
11,23,33: Phase-separator	57: Cold Recovery heat exchanger
12: Crude helium	81: Fuel Gas

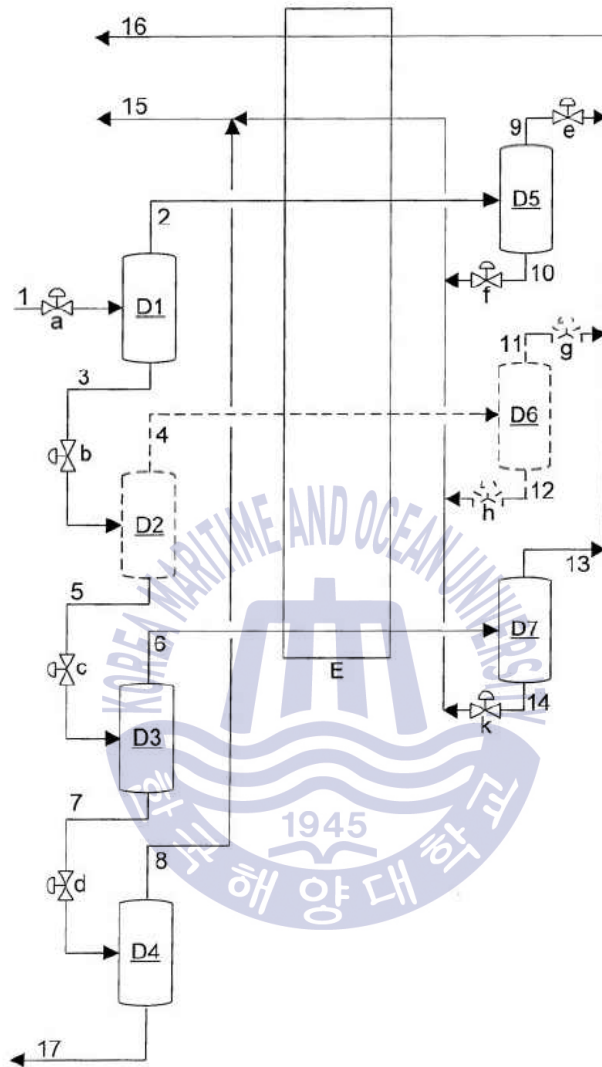
[Fig. 3.9] Process flow diagram of the APCI flashing process<sup>[29]</sup>

이 공정은 3개의 플래싱 단계([Fig. 3.9]에서 11, 23, 33)로, 헬륨(12)을 생산하는 HeXU(열교환기 47 과 상 분리기 43)와 추가 액화천연가스 생산(63)을 위해 열 회수를 열교환기(57)로 구성되어 있다. 냉각기(2)는 액화천연가스 공정의 액화 장치를 나타내고, 연료가스(81)는 압축기(58)에 의해 가압된 후에 공급된다.

이 공정에서, HeXU를 통해 크루드 헬륨을 생성하는데 단지 첫 번째 플래시 증기(42)만 사용된다. 그 후, 플래시 가스는 일반적으로 질소와 메탄을 다량으로 함유하고 있는 공급가스에서 약 90%의 헬륨을 추출한다. 다른 플래시 가스는 공급 스트림으로부터 추가로 액화천연가스를 생산하기 위해 냉각 에너지를 회수한 후 연료 가스로 사용된다. 줄-통슨 밸브(45와 65)를 통해 응축된 질소와 메탄(46)의 두 가지 압력 레벨이 공급된다. 이것은 HeXU의 극저온 열교환기에서 온도 차이를 최소화하여 에너지 손실을 줄인다.

세계에서 두 번째로 큰 헬륨 제조업체인 Linde 사는 특허 출원을 통해 헬륨 생산을 위한 다단식 플래시 사이클 공정을 개발했다<sup>[30]</sup>. 이 공정의 개략도는 [Fig. 3.10]에 나와 있다.





- |                   |                            |
|-------------------|----------------------------|
| 1: Sub-cooled LNG | D1-4: Phase-separator      |
| 2: LNG Liquefier  | D5-7: HeXU phase separator |
| 15: Fuel Gas      | E: HeXU heat exchanger     |
| 16: Crude Helium  |                            |

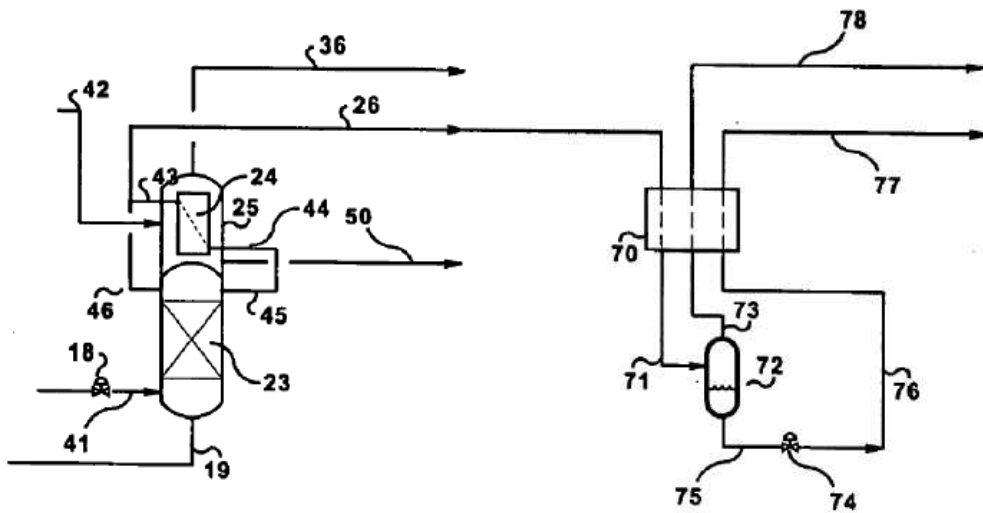
[Fig. 3.10] Process flow diagram of the Linde flashing process<sup>[30]</sup>

Linde 프로세스는 APCI 플래싱 공정과 마찬가지로 3개의 플래시 단계([Fig. 3.10]의 D1, D3, D4)와 HeXU(하나의 열교환기(E))와 2단계 분리기(D5와 D7)로 구성된다. 스트림 1은 과냉된 액화천연가스, 스트림 17은 최종 액화천연가스 제품이다. APCI 공정과의 차이점은 마지막 플래싱 증기를 제외한 모든 플래시 가스(2와 6)가 HeXU로 보내져서 크루드 헬륨을 회수한다는 것이다.

Linde 사는 천연가스 중의 헬륨이 거의 100% 수집되며, 이 방식을 사용하여 헬륨 함량이 높고 크루드 헬륨을 많이 생산할 수 있다고 주장한다. 이 기술의 또 다른 장점은 다중 플래시 사이클에 비해 헬륨과 메탄의 정교한 분리이다. 이것은 첫 플래시 탱크와 마지막 플래시 탱크 사이에 몇 가지 추가 플래시 사이클(D2)을 적용하면 된다. 이렇게 함으로써 다른 플래시 기반 헬륨 추출 기술에 비해 크루드 헬륨에 메탄의 농도가 낮다. 미량의 메탄이라도 대기로 배출된다면 환경적인 측면에서 하부 공정에 유리한 조건이 될 수 있다.

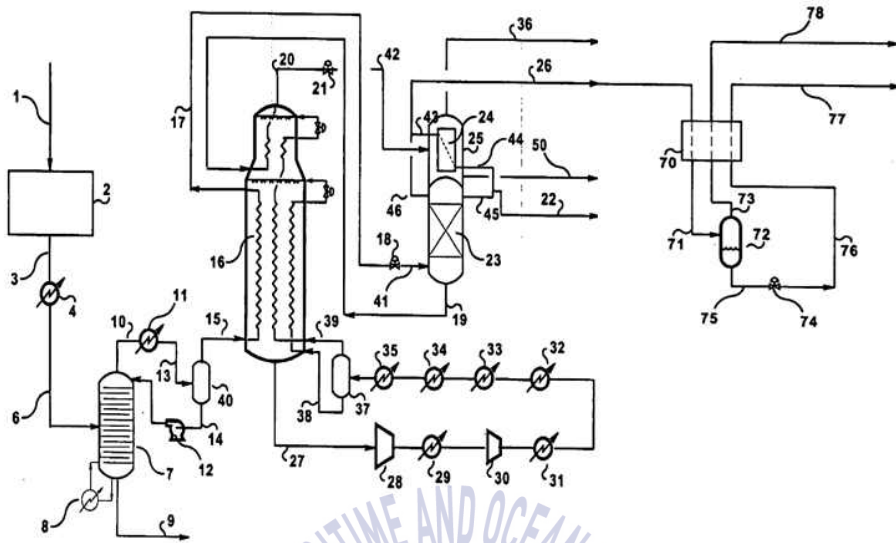
### 3.3.2 증류 방식(Distillation Based Processes)

APCI 사는 또한 미국 2007/0245771 A1로 출원된 응축기로 증류를 기반으로 하는 헬륨 추출 공정을 개발했다. 이 공정의 개략도는 [Fig. 3.11]에 나와 있다<sup>[31]</sup>. 2단계(Dual-stage) 질소 제거 칼럼([Fig. 3.11]의 23과 25)이 HeXU(하나의 열 교환기(70)와 하나의 상 분리기(72))와 통합된 공정이다. 스트림(41)은 감압된 액화천연가스, 스트림(42)는 과냉된 액화천연가스, 스트림(50)은 최종 액화천연가스 제품이다. 공정들은 각각 다음과 같이 액화천연가스 공정과 연결된다.([Fig. 3.12] 참조)



- 23: Dual-stage NRU stripping column
- 24: Dual-stage NRU stripping column condenser
- 25: Dual-stage NRU flashing drum
- 26: Dual-stage NRU overhead gas
- 36: Fuel gas
- 41: Throttled sub-cooled LNG
- 42: Further sub-cooled LNG
- 50: Final LNG product
- 70: HeXU heat exchanger
- 72: HeXU phase separator
- 78: Crude Helium

**[Fig. 3.11]** Process flow diagram of APCI distillation process<sup>[31]</sup>



[Fig. 3.12] Integration of an LNG liquefier, (NRU and HeXU)<sup>[28]</sup>

액화천연가스 액화기(18)에서 추출된 비교적 고온의 액화천연가스(17)는 중간 압력으로 소로틀링 되어 헬륨과 질소를 제거하는 증류탑인 NRU(23)의 첫 번째 단계를 통과한다. 그다음 컬럼의 하부 생성물은 액화기로 되돌아와서 대기압 부근으로 감압되기 전에 과냉된다. 감압된 액화천연가스는 상 분리기인 NRU(25)의 두 번째 단계에 진입한다. 또한 응축 증류탑(23)을 위한 응축기의 역할도 한다. 그런 다음 NRU의 냉각일을 공급한 후 분리기에서 최종 액화천연가스 제품(50)을 생산한다.

상기 설명한 바와 같이, 이중 스테이지 컬럼은 스트리핑 컬럼(23) 및 Flash(플래시) 탱크(25)가 각각의 용기에서 상이한 압력 레벨을 가지면서 하나의 컬럼에 부착된다. 고압 섹션인 스트리핑 컬럼(23)으로부터 헬륨과 질소가 풍부한 가스(26)가 기체 상태로 수집된다. 이 상부 생성물은 HeXU로 전달되어 원유 헬륨(73)이 추출된다. 플래시 기반 헬륨 추출 공정과 달리, 헬륨이 풍부한 가스(46)는 매우 적은 양의 메탄을 함유하고 있다. 결과적으로, HeXU의 응축된 액체(75)는 거의 순수한 질소이며 냉매로 사용된 후에 대기로 배출될 수 있다. 저압 부분인 플래시 탱크(25)는 고압 증류탑의 응축기로서 작용한다. 응축기를 통해, 스트리핑 컬럼으로부터 질

소가 풍부한 상층부(43)의 일부가 응축되고 컬럼으로 환류 된다.

선택적으로, 액화질소(LN<sub>2</sub>)가 농후한 스트림(44)으로부터 추출된다. 이 액체 질소는 헬륨 정제/액화용 냉매 및 액화 헬륨 수송용 차폐 재료로 사용할 수 있어 추가 이익이 될 수 있다. 응축기의 냉각일은 과냉각된 액화천연가스(42)에 의해 공급되고, 액화천연가스의 작은 부분은 증발되어 연료가스(36)로 이용된다. 따라서 응축기를 위한 외부 냉동 사이클이 필요 없다. 이 공정은 주로 액화천연가스 생산 공정에서 높은 수준의 질소 제거와 순수한 질소 배출을 위해 설계되었다.

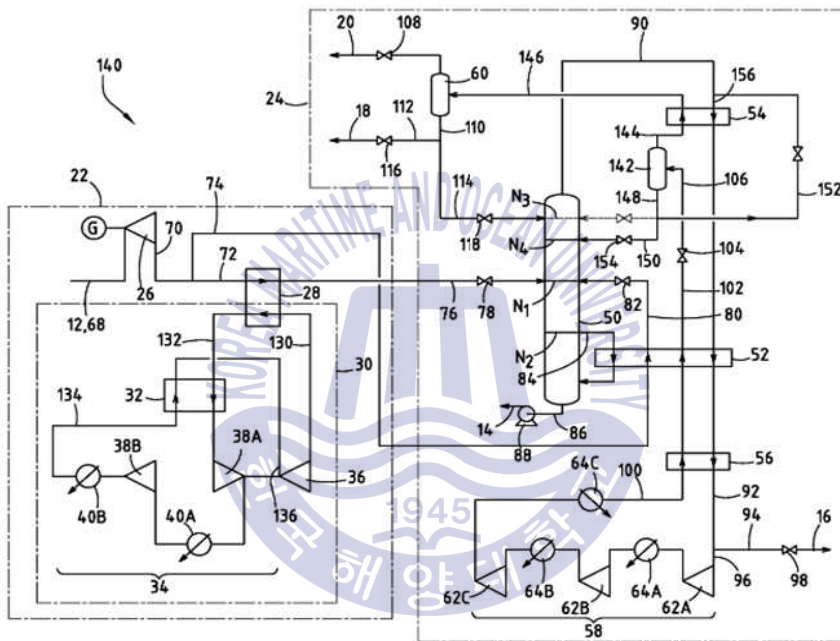
일반적으로 질소 제거 컬럼(N<sub>2</sub> Rejection Column)의 상층부의 가스는 발전용/압축기용 터빈에 연료가스로 사용되며, 연료가스에서 질소 함량의 한계를 초과하면 연료가스의 발열량이 줄어든다. 또한, 환경 규제로 인해 설치된 가스 터빈의 저질소 산화물(NOx) 버너의 경우 연료가스의 질소 함량을 낮추라는 요구가 있다. 그러나 APCI 증류 공정은 액화천연가스로부터 많은 양의 질소를 제거함으로써 질소 희박 연료가스를 얻을 수 있다. 따라서 연료가스의 적절한 발열량을 달성하면서 친환경적인 기술일 수 있다.

Technip 사는 두 개의 응축기와 하나의 리-보일러<sup>2)</sup>의 증류에 기반을 둔 개선된 헬륨 추출 공정을 개발하였다<sup>[32]</sup>. Technip은 APCI 증류 프로세스에서 나온 연료가스의 질소 함유량이 여전히 산업용 가스 터빈에서의 질소함량의 한계에 가깝기 때문에 여전히 높다고 얘기하고 있다. Technip 사는 그들의 공정이 질소를 적게 포함하는 연료가스를 생산한다고 주장한다. 공정의 개략도는 **[Fig. 3.13]**이다. APCI 증류 공정과 달리 리-보일러(52)와 두 개의 응축기(60 및 142)가있는 단일 컬럼 NRU로 구성된다. 단일 칼럼으로부터의 오버 헤드 증기(90)는 증기의 일부가 스트림(94)을 통해 배출되기 전에 열교환기(54, 52, 56)를 통해 열 교환된다. 나머지 가스(96)는 압축되고 부분적으로 응축되어 제1환류(Reflux) 스트림에 공급되고(148) 제1응축기(142)를 거친 후 컬럼으로 공급된다. 제1응축

2)증류탑 본체와는 별도로 설치한 증류가마. 재비등기라고도 한다. 증류탑의 바닥에서 추출한 끓는 점이 높은 쪽의 성분이 풍부한 액을 가열 증발하여 발생한 증기를 증기탑의 탑저에 되돌려 잔류한 액을 관출액으로 추출하기 위한 증발 장치이다



기로부터의 증기(144)는 HeXU 내의 열 교환기로서 작용하는 부분(54)을 통해 다시 부분적으로 응축된다. 그다음, 두 개의 상 혼합물은 제2응축기(60)를 통해 분리되어, 크루드 헬륨가스(20) 및 응축된 질소(110)를 생성하며, 이는 다른 환류 스트림으로서 증류 칼럼으로 공급된다. 따라서 이 분리막은 HeXU에서 상 분리의 역할을 한다.

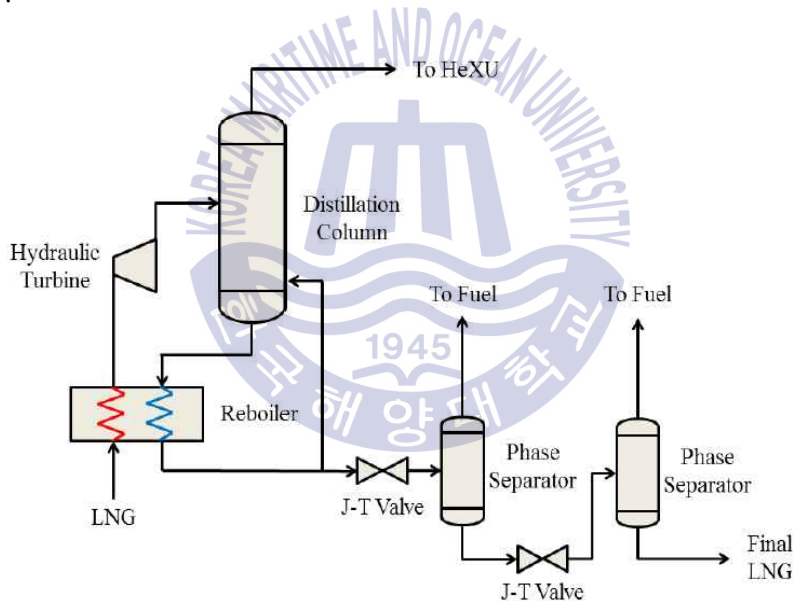


12: Sub-cooled LNG	50: NRU
14: Final LNG Product	52: NRU Re-boiler Heat Exchanger
18: Liquid N2	54: NRU Condenser Heat Exchanger
20: Crude Helium	58: NRU Overhead gas recompression System
30: External Refrigeration	

**[Fig. 3.13]** Process flow diagram of the Technip distillation process<sup>[32]</sup>

리-보일러 및 응축기의 일은 [Fig. 3.13]에 제시된 공정 전체에 걸친 복잡한 열 통합으로 커버된다. 그러나 APCI 증류 공정과는 달리, 이 방식은 액화천연가스의 과냉도를 증가시키기 위한 여분의 냉각(30) 및 하류 공정을 위한 압축 단계(58)를 필요로 한다. 따라서 많은 에너지의 소비가 발생할 수 있고, 장비 설치, 운용비용이 추가로 발생할 수 있다.

증류에 기초한 마지막 헬륨 추출 공정은 리-보일러를 갖춘 증류 컬럼을 이용하는 시스템이다. 이러한 프로세스에 대한 특허출원이 없으며, 모델은 APCI 플래싱 공정을 기반으로 고안되었다. 이 공정을 간단하게 리-보일드 증류공정 (Reboiled Distillation Process)이라고 부를 수 있다. 공정 흐름도는 [Fig. 3.14]에 나와 있다.



[Fig. 3.14] Process flow diagram of the re-boiled distillation process<sup>[28]</sup>

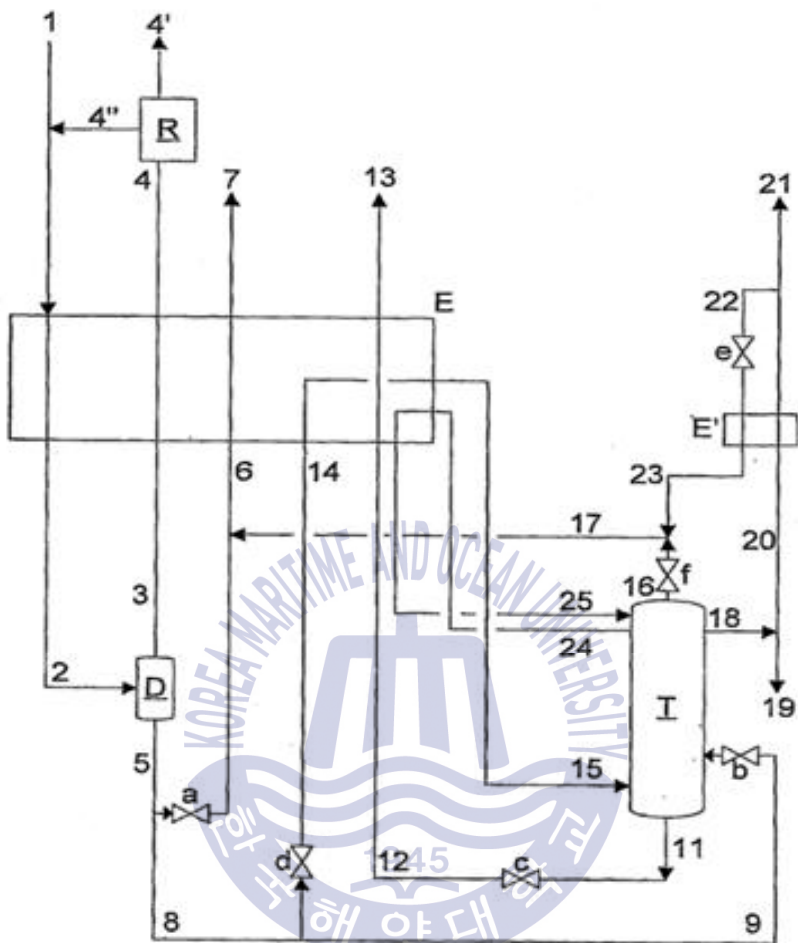
액화천연가스 액화기에서 나오는 과냉된 액화천연가스는 이 과정에서 증류탑의 리-보일러 역할을 하는 다른 열 교환기를 통과한다. 열 교환기에 열에너지를 공급한 후, 추가로 냉각된 액화천연가스 스트림은 액체 팽창기에 의해 감압된다. 다음으로, 팽창기로부터 나오는 2상 스트림은 증류 컬럼으로 공급된다.

컬럼은 HeXU에 공급되는 헬륨이 풍부한 탑정 증기와 최종 액화천연가스 제품이 되는 헬륨이 없는 하부 액체를 생산한다. 하부 액체가 두개의 플래싱 사이클로 공급되기 전에 액체는 리-보일러에 의해 가열되고, 열 일(Heat Duty)은 과냉각된 LNG 스트림에 의해 공급된다. 리-보일드 증류공정(Re-boiled Distillation Process)의 나머지 부분은 APCI 플래싱 공정과 동일하다.

줄-튐슨 밸브 대신에 액체 팽창기를 사용하는 이유는 과냉각된 액화천연가스 스트림을 감압한 후에 생성되는 증기의 양을 줄이는 것이다. 증기는 이 시스템에서 HeXU로의 공급 스트림이며, 리-보일러는 HeXU에 공급되는 대량의 증기를 발생시키는데 기여한다. 따라서 리-보일러와 함께 줄-튐슨 밸브를 사용하면 과냉각된 액화천연가스의 상당 부분이 증발되어 최종 액화천연가스의 생산량은 감소하게 된다.

### 3.3.3 플래싱과 증류의 통합 방식(The Integration of Flashing and Distillation)

플래싱 기반의 헬륨 추출 공정의 성능을 향상시키기 위해 Linde 사는 증류와 플래싱을 통합하는 새로운 구성을 제안했다<sup>[33]</sup>. 이 기술은 크루드 헬륨 생산을 위한 HeXU(열교환기(E), 상분리기(D)와 증류 컬럼(T))와 액체질소 생산용 열교환기(E')들로 구성되어 있다. 개략도는 [Fig. 3.15]에서 확인할 수 있다.



1: End-flash from an LNG plant	21: Sub-cooled N <sub>2</sub>
4: Crude Helium	D: HeXU phase separator
7: Reflux to 1	E: HeXU heat exchanger/stripping column reboiler
13: Fuel gas	E': Liquid N <sub>2</sub> sub-cooler
18: Liquid N <sub>2</sub>	T: HeXU stripping column
19: N <sub>2</sub> vent	

**[Fig. 3.15]** Process flow diagram of the Linde integration process<sup>[33]</sup>

스트림 1은 스로틀 되어 과냉된 액화천연가스로부터 중간 압력까지의 플래시 가스이다. 가스가 15 bara 보다 낮으면 플래시 가스가 이 시스템에 공급되기 전에 압축 단계가 필요하다. 스트림 7은 스트림 1로 환류 시키는 것으로서, 크루드 헬륨 생성을 최대화한다. 스트림 13, 19 및 21은 각각 연료 가스, 질소 벤트 및 액체 질소 제품이다. 전형적인 플래싱 기반 공정과의 주요 차이점은 HeXU에 추가 증류탑이 설치된 것이다. 정상적인 HeXU의 경우, 장치의 열 교환기를 통해 응축된 전체 질소 및 메탄 혼합물은 열교환기로 다시 보내져 냉매로 사용된다.

한편, 이 공정은 액체 질소(21)를 생성하기 위해 열 교환기(E)와 열적으로 통합된 정류탑(T)으로 응축된 성분의 일부([Fig. 3.15]의 8)를 전달하고 질소 배출 스트림(19)으로 빠져나간다. 일반적인 플래싱 기반 공정에는 없는 것이다. 액체 질소는 불활성 가스로 하류 공정에서 사용할 수 있어서 가치가 있는 부산물이다.

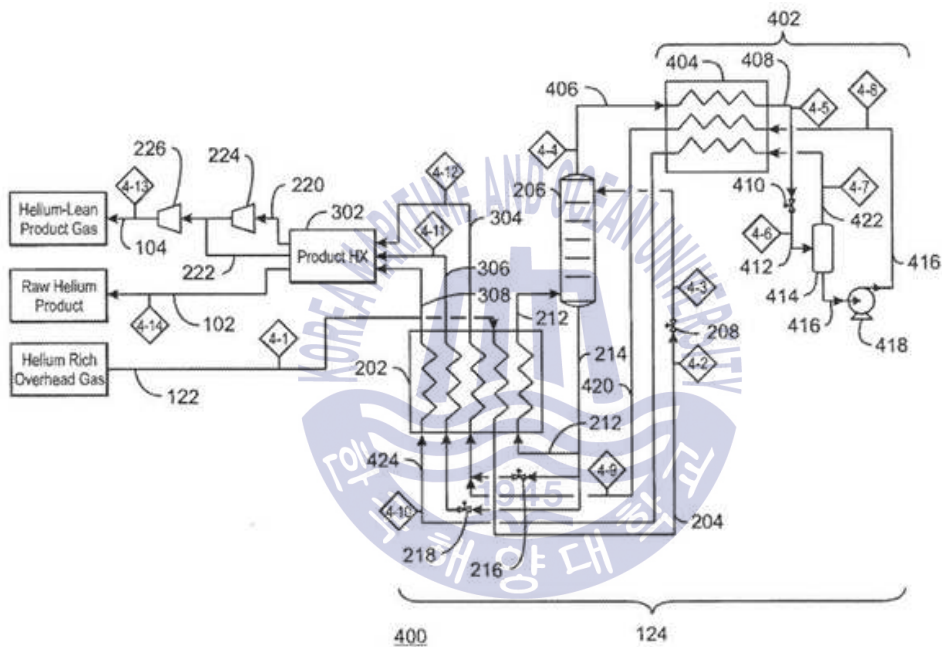
Linde 사는 또한 이 기술이 크루드 헬륨 흐름을 액화시키기에 충분한 양의 액화 질소를 얻을 수 있다고 소개하고 있다. 질소를 거의 대기압으로 감압하기 전에 생산된 액체질소의 과냉각에 의해서 가능하다. 그리하여 엔드 플래시 가스의 양을 최소화한다. 거의 순수한 질소를 대기 중으로 방출할 수 있다는 것도 유리한 특징이다.

증류법에 기초한 공정과 마찬가지로, 질소 함유량이 적은 연료 가스를 얻음으로써 가스 터빈에서 배출되는 질산화물(NOx) 배출량을 줄일 수 있다. 게다가 Linde 사는 스트림이 상당한 양의 헬륨을 보유하기 때문에 HeXU에서 냉매로 사용된 후에 질소 및 메탄이 풍부한 스트림의 일부를 재활용함으로써 본 설계가 크루드 헬륨 생산을 향상시킨다고 얘기하고 있다.

이 기술의 한 가지 단점은 이 공정에 들어가는 헬륨 농축 가스(1)가 고압으로 압축되어야 하며, 이는 압축기 및 전력이 추가로 필요하다는 것이다. 그러나 HeXU의 작동 압력과 장치에 유입되는 헬륨이 풍부한 가스의 부분 응축에 필요한 온도가 증가하기 때문에 HeXU는 불순물의 동결이 없어 이산화탄소와 같은

불순물에 대해서도 문제가 되지 않는다. 따라서 가스 전처리 설비의 사양을 낮출 수 있어서 프로젝트 전체를 봤을 때 경제적으로 유리한 부분이다.

엑슨 모빌(Exxon Mobil)도 증류와 플래싱을 결합한 원유 헬륨 생산을 위한 특허 출원한 것이 있다<sup>[34]</sup>. 이 공정의 개요는 [Fig 3.16]에 나와 있으며, 이 프로세스는 서로 열 통합된 두 개의 HeXU로 구성되어 있다.



- |   |  |
|---|--|
| <b>102, 422: Crude Helium</b>           | <b>206: HeXU stripping column</b>                              |
| <b>104: Fuel gas</b>                    | <b>202, 404: HeXU heat exchanger/stripping column reboiler</b> |
| <b>122: End-flash from an LNG plant</b> | <b>302: Cold recovery heat exchanger</b>                       |
| <b>124: HeXU</b>                        | <b>414: HeXU phase separator</b>                               |

[Fig 3.16] Process flow diagram of the Exxon Mobil integration process<sup>[34]</sup>



첫 번째 열교환기는 열교환기(202)와 증류 칼럼(206)을 포함하며, 이 공정 및 연료가스(214)에 대한 공급물 보다 높은 헬륨 농도를 갖는 가스(406)를 생성한다. 두 번째 것은 열교환기(404)와 상 분리기(414)로 구성되어 크루드 헬륨(422)과 연료가스(416)를 생산한다. 이 공정의 공급 스트림(122)은 과냉된 액화천연가스로부터 스로틀링된 헬륨이 풍부한 플래시 가스이다. 그런데 통합 공정에서와 마찬가지로 공급 가스를 40 bara로 압축해야 한다. 따라서 다단 압축기를 사용하여 공급 가스를 가압해야 한다. 이 구성은 APCI 통합 프로세스에 두 가지 작동원리를 결합한 다른 방식을 보여준다.

먼저, 압축된 공급 가스는 Linde 통합 공정과 같이 열교환기(202)를 통해 부분적으로 응축된다. 그러나 2상 혼합물(204)은 상 분리 탱크로 보내지 않고 증류 컬럼으로 전달되어, 헬륨이 보다 농축된 상층부 축 생성(406)을 얻는다. 이후에 상층부 축 가스가 두 번째 HeXU로 이송되고 헬륨에서보다 높은 농도의 증기가 더 많은 크루드 헬륨을 회수할 수 있다. 전체 공정이 완전히 열 통합되어 있기 때문에 스트리핑 컬럼을 위한 외부 열 유입 또는 냉각을 필요로 하지 않는다. 또한 엑스 모빌은 이러한 열 통합이 열교환기(202)의 열역학적 성능을 향상시킨다고 소개하고 있다. 엑스 모빌이 소개한 또 다른 특징은 전체 공정의 작동 압력이 특히 증류탑(206)에서 더 높고 시스템의 작동 온도가 높아진다는 점이다. 동결되기 전에 더 많은 불순물을 받아들이도록 컬럼을 뚫는다는 것으로 천연가스 전처리 장치를 설계할 때 유리한 조건이다.

### 3.3.4 헬륨 추출 공정별 장, 단점

지금까지 분석한 각각의 헬륨 추출 공정들에 대해서 장점과 단점을 정리하면, 플래싱 방식(Flashing Based Process)의 APCI 플래싱 공정은 0.1 mol% 미만의 헬륨의 함유량이 낮은 천연가스로부터 헬륨을 회수할 수 있으나, 압축을 위한 전력소비가 필요하다. 같은 방식의 Linde 플래싱 공정은 여러 가지 장점이 있다. 첫째, 피드 가스의 헬륨을 100% 회수 가능하며 둘째, 헬륨의 함량이 높은 다량의 헬륨을 회수할 수 있다. 셋째, 다른 플래시 사이클에 비해서 헬륨과 메탄의 정교한 분리가 가능하다. 넷째, 크루드 헬륨에 포함되어 있는 메탄의 함량



이 적어서 대기 방출시 환경적인 측면에서 유리하다.

증류 방식(Distillation Based Process)의 APCI 증류공정은 액화천연가스로부터 질소를 확실하게 제거할 수 있으며, 이것은 액화천연가스 제품의 발열량 향상에 기여한다. 발전용과 압축용 터빈엔진에 공급되는 연료가스에서도 질소 함량을 줄임으로써 효율을 높일 수 있다. 환경적인 측면에서도 유리하다.

Technip 증류 공정의 경우에는 질소를 완벽하게 제거할 수 있지만, LNG 과냉각을 위해서 압축일이 필요하여 장비 설치 및 운용비용 증가를 고려하여야 한다. 통합 방식의 Linde 통합 공정은 액체 질소를 만들 수 있으며, 마찬가지로 질소함량이 적은 연료가스를 얻을 수 있다. 응축에 필요한 온도도 높아져 이산화탄소와 같은 불순물들의 동결을 막을 수 있어서 전체 공정 사양을 낮출 수 있는 이점이 있다. 반면에 플래시 가스의 압력이 15 bara 이하이면 추출공정에 공급되기 전에 압축이 필요하다. 고압으로 압축이 되어야하기 때문에 추가적인 동력을 소비해야 한다.

통합 방식 기반의 엑손 모빌 통합 공정은 Linde 통합 공정과 마찬가지로 응축에 필요한 온도가 높아 전체 사양이 낮아질 수 있는 이점이 있는 반면에 40 bara로 압축해야 해서 압축일이 필요해 전력소비를 고려해야 한다.

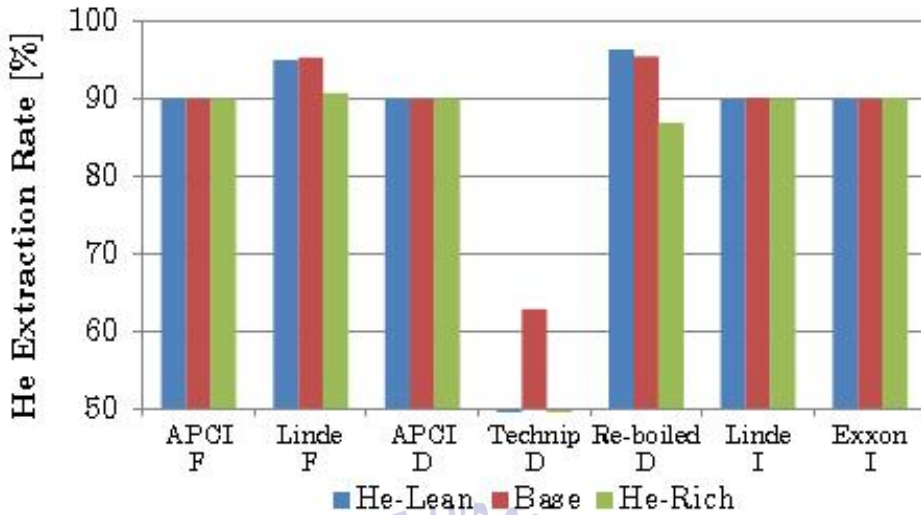
### 3.3.5 헬륨 추출량

선행연구<sup>[28]</sup>를 통해서 대표적인 헬륨 생산 공정들을 적용한 시뮬레이션 작업을 통해서 구한 헬륨의 생산율을 확인할 수 있었다. 이를 바탕으로 공급되는 천연가스의 구성 성분에서 헬륨의 함유량별 추출량을 계산할 수 있었다. 선행 연구에서는 시뮬레이션을 위해 액화천연가스를 생산하기 위한 액화공정으로 APCI DMR 공정을 선정하였고, 3 MTPA 액화천연가스를 생산하기 위해 필요한 공급 가스 물 유속을 기반으로 하였다. 사료의 상세한 조건은 [Table 3.1]에 요약되어있다.

**[Table 3.1]** Composition of feed gas for simulation<sup>[28]</sup>

Property	Lean Case	Base Case	Rich Case	Unit
Helium	0.02	0.05	0.10	Mole%
Nitrogen	2.00	5.00	10.00	Mole%
Methane	90.65	87.85	83.17	Mole%
Ethane	4.88	4.73	4.48	Mole%
Propane	1.69	1.64	1.55	Mole%
n-Butane	0.40	0.34	0.32	Mole%
i-Butane	0.35	0.38	0.36	Mole%
i-Pentane	0.01	0.01	0.01	Mole%
<b>Pressure: 60 bara</b> <b>Temperature: 35 °C</b> <b>Flow rate: 235,000 kgmole/hr</b>				

[Fig. 3.17]은 위의 공급가스 구성 성분으로 액화천연가스와 헬륨 추출을 위한 시뮬레이션을 하였을 때 헬륨의 추출률을 나타낸 것이다. 대부분 90% 이상의 추출률을 보이며, 특히 Linde 플래싱 공정과 리-보일드 증류공정이 95%의 추출률을 나타내고 있다. 생산된 헬륨의 물분율은 모든 공정에 50%를 적용하였다.



F: Flashing, D: Distillation, I: Integration

[Fig. 3.17] The effect of feed gas composition on helium extraction rate<sup>[28]</sup>

[Table 3.2]는 각 공정별 헬륨의 생산량을 나타내고 있다. [Fig. 3.17]에서 확인할 수 있는 것처럼 Linde 플래싱 공정과 리-보일드 증류 공정에서 헬륨의 생산이 많은 것을 확인할 수 있다.

[Table 3.2] Produced crude helium of helium extraction processes<sup>[28]</sup>

	Unit	APCI DMR (Base)	APCI F	Linde F	APCI D	Technip D	Re-boiled D	Linde I	Exxon I
Produced Crude Helium Volume flow	Sm <sup>3</sup> /h	0.0	469.9	529.5	500.1	349.6	530.4	500.1	500.1

F: Flashing, D: Distillation, I: Integration

**[Table 3.2]**를 활용하여 연간(24시간 330일 운용 기준) 헬륨의 생산량을 추정할 수 있다. 평균적인 생산량 500 Sm<sup>3</sup>/h을 기준으로 연간 3,960,000 Sm<sup>3</sup>이 생산된다.

$$500 \text{ Sm}^3/\text{h} \times 24 \text{ Hours} \times 330 \text{ days} = 3,960,000 \text{ Sm}^3/\text{year}$$

이것을 다시 **[Table 3.3]**을 이용하여 MMscf와 Tonne 단위로 환산을 하면 약 139.85 MMscf와 1MMscf 은 약 4.688 tonne이기 때문에 약 655.62 tonne이다.

$$3,960,000 \text{ Sm}^3 \times 35.315 = 139,847,400 \text{ scf (약 139.85 MMscf)}$$

$$139.85 \text{ MMscf} \times 4.688 = 655.62 \text{ tonne}$$

**[Table 3.3]** Unit conversions applicable to helium and natural gas <sup>[35]</sup>

Metric	Imperial
1 standard cubic metre(1 Sm <sup>3</sup> )	= 35.315 standard cubic feet(scF)
1 normal cubic metre(1 Nm <sup>3</sup> at 1.013bara, 15.0°C)	= 36.054 standard cubic feet(scF, at 14.696psia, 70.0°F)
27.736 Nm <sup>3</sup>	= 1 Mscf(1,000 scf)
1 tonne helium (density of helium 0.169 kg/m <sup>3</sup> at 1.013 bara, 15.0°C)	= 0.2133 MMscf(213.3 Mscf)
Liquid/gas equivalent	= 740 volume/volume
1tonne natural gas (density of natural gas 0.66~0.85kg/m <sup>3</sup> at 1.013 bara, 15.0°C)	= 0.042 - 0.054 MMscf
Liquid/gas equivalent(1.013 bara, 15.0°C)	~ 600 volume/volume

## 제 4 장 헬륨의 가치 예측

### 4.1 헬륨 수급 전망<sup>[19]</sup>

헬륨 생산량은 2013년까지는 미국에서의 헬륨 수출량이 세계적으로 규모가 크지만, 미국에서의 수출량은 계속해서 감소하고 있는 추세이다. 그 대신에 카타르에서 각지로의 수출량이 증가하고 있다.

2013년부터 2014년에 걸쳐 미국 토지관리국(BLM)에서의 헬륨 추출량이 크게 감소하고 있으며, BLM 이외의 생산량도, 주력의 Hugoton Field가 감퇴하고 있어 생산량이 감소 경향에 있다. 미국(BLM 이외)에서의 헬륨 생산량은, 지금까지 75 MMcm/년 전후로 추정하여 왔으나, 향후 생산량 축소가 예측되고 있어, 2020년에는 약 66 MMcm/년의 생산량까지 침체할 것으로 예측하고 있다. 미국에서의 헬륨 생산량의 감소에 따라, 2014년 미국의 세계 전체의 헬륨 수출에서 차지하는 비율은 44%까지 하락한 반면, 중동(카타르)에서의 헬륨 수출량은 전체의 35%를 점하는 수준까지 확대되어, 향후 미국에서의 생산량이 더욱 감소함에 따라, 더욱 헬륨 수출에서 차지하는 카타르의 존재감이 확대될 것으로 보인다.

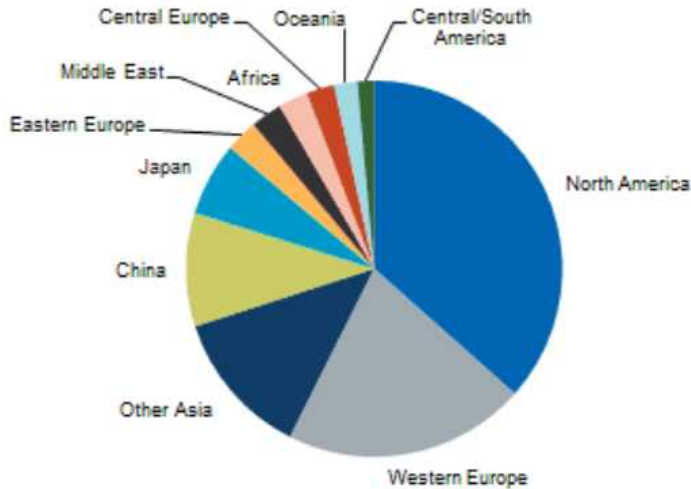
헬륨의 전 세계적 생산량 추이를 살펴보면 세계 최대 액화천연가스 생산국인 카타르에서는 천연가스 액화설비에 헬륨 추출 공정을 추가하여 헬륨 회수사업을 실시하는 프로젝트가 많은데, Qatar I 와 Qatar II 2기의 헬륨 플랜트가 운영되고 있다. 헬륨 생산량은, 천연가스 액화설비에서의 가동률에 크게 좌우되는데, 카타르에서는 천연가스 생산량이 상승을 지속하고 있어, 헬륨 생산량 전망은 2014년 이후는 Qatar II에서의 생산량이 대폭 확대하고, 2017년에는 Qatar III의 가동 개시도 앞두고 있어, 최대 65 MMcm 정도의 수준까지 생산량이 확대될 것으로 예측하고 있다.

알제리에서는 Arzew 천연가스전과 Skikda 천연가스전에 각각 헬륨 플랜트가

같이 운영되고 있으며, 신규 가스전의 발견이 좀처럼 진전하지 않고, 천연가스 생산량도 보합세로 추이하고 있어, 향후 신규 가스전의 발견이 정체하면, 천연가스 액화설비에서 가스 부족으로 가동률이 저하할 우려도 있다. 액화천연가스의 생산량 감소 추세에 있어, 2013년의 생산량은 설비용량의 50% 정도에 불과한 1,081만t/년이었으나, 원료가스의 확보를 통한 가동률 향상이 기대되고 있다. 2013년 12월에 Skikda LNG에 부대하는 Helison 헬륨 플랜트 확장공사가 완료해, 알제리에서의 헬륨 생산량은 확대되고 있어, 향후 25 MMcm/년 이상의 생산수준이 기대된다.

러시아는 국영가스회사 Gazprom 사의 Chayandinskoye 가스전으로부터 헬륨 플랜트를 운영할 계획을 가지고 있으며, 2018년부터 생산을 계획하고 있다. 러시아의 헬륨 생산량 전망 특히, 동시베리아에서의 헬륨 매장량은 16 Bcm(세계의 헬륨 수요 약 80년분)에 달할 것으로 예측되고 있어, Gazprom은 연간 60 MMcm의 헬륨 플랜트 건설을 목표로 하고 있다. Gazprom은 2018년부터의 생산 개시를 목표로 하고 있으나, 2020년부터 생산 개시할 것으로 예측된다고 한다. 세계 헬륨 생산량은 2020년에 205 MMcm에 달할 것으로 예측하고 있으나, 지금까지 세계 최대 헬륨 생산, 수출국이었던 미국의 생산량 저하를 보완하는 형태로 확대될 것으로 예측하고 있다.

세계 헬륨 소비량을 보면 주요 수요국으로는, 미국, 유럽, 일본, 중국 그리고, 한국이 포함된다. [Fig. 4.1]은 국가별 헬륨 소비 비율을 나타내고 있다. 미국이 생산량과 소비량에서 월등한 위치를 차지하고 있으며, 신흥 개발국들 특히 아시아 국가들의 경제성장으로 헬륨 소비량이 증가하고 있는 추세이다.



[Fig. 4.1] World Consumption of Helium<sup>[36]</sup>

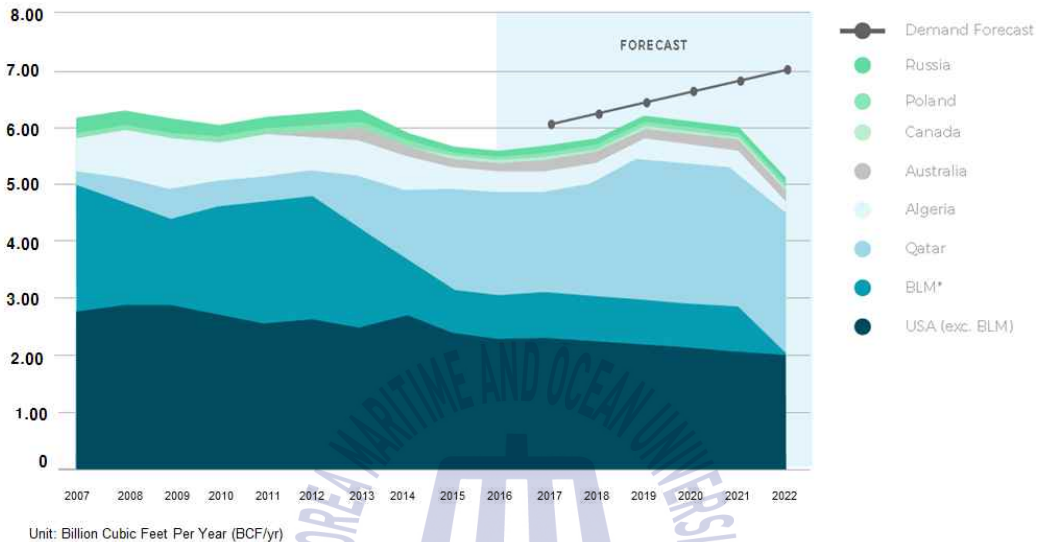
미국과 유럽, 일본 등의 선진국에서는 MRI 용 헬륨 소비량이 순조로운 성장을 보이고 있고, 중국과 한국, 기타 아시아 등에서는 최근 광섬유와 반도체용 헬륨 소비량이 확대, 경제 성장의 지속에 따라 향후에는 MRI 용 헬륨 소비량도 확대되어 갈 것이다.

헬륨 시장에서는, BLM이 발표한 헬륨4 가격이 국제가격의 지표가 되고 있다. 미국 헬륨의 추출량 전망은 지금까지 주요 헬륨 공급원이었던 미국 BLM은, 헬륨 추출에 관한 새로운 법률인 Helium Stewardship Act를 2013년 10월에 가결하고, 그 후는 BLM으로부터의 헬륨 추출량을 서서히 저하시켜, 헬륨 저장량이 83 MMcm에 달한 시점에서 민간용 추출을 종료하는 방침을 나타내고 있다. 또 2015년도부터 헬륨의 경매를 개시하고 있어, 민간용 헬륨은 서서히 경매의 프레임워크를 확대하여 갈 방침을 표명하고 있다.

헬륨 추출 가격은 2014년 7월에 실시된 2015년도 분 헬륨 경매에서는, 12회의 입찰을 거쳐 92.8 MMcf(약 2.6 MMcm)이 완전히 판매되어, 평균 가격 약 161달러/Mcf(약 5.81달러/m³)의 고가에 거래되었다. 전문가들은 헬륨 소비가 전 세계적으로 계속 증가할 것으로 예측하고 있다. Gazprom 사는 2030년까지 헬륨 소비가 23,832천만 m³에 달할 것으로 추정하고 생산량은 3,233백만 m³에 미



치지 못할 것이라고 추정했다. 이것은 세계가 헬륨 공급량이 수요를 따라가지 못할 것이라는 예측이다. [Fig. 4.2]은 헬륨의 요구량 대비 생산량의 예측을 나타낸 것이다.



[Fig. 4.2] Helium supply and demand forecast<sup>[20]</sup>

2012년~2013년은 세계의 헬륨 수급이 악화되었으나, 2014년은 수급의 균형을 회복하고 있다. 헬륨 수요는, 2013년 이후 연율 평균 2.6%의 성장률이 예측되고 있는데, 이 성장률이 유지되면 2016년 이후에는 다시 수급이 악화될 가능성이 있다. 헬륨의 가격이 높아지면서 헬륨 생산 프로젝트가 천연가스/액화천연가스 생산자에게 더 매력적이게 되었다.

F-LNG의 액화천연가스 생산 공정에 헬륨 생산을 추가할 것인지 결정하는 것은 기술적인 요인보다 가격적인 요인이 크다고 할 수 있다. 그렇기 때문에 미래 헬륨 가격이 어느 시점에 얼마만큼 올라갈지를 예측하는 것이 F-LNG 투자자들에게 중요한 투자 지표가 될 것이다. 헬륨의 생산이 액화천연가스를 생산해서 판매하는 수익에 더하여 추가적으로 수익을 제공한다면 충분히 헬륨 생산 설비를 설치하는 것을 고려할 것이다.

## 4.2 헬륨 가치 예측

헬륨의 가격을 통계 분석을 통해서 연구해 보았다. 연구할 데이터는 BLM으로부터 나온 자료를 활용하였다. 헬륨을 생산하는 곳은 전 세계에 나누어져 있으나, 구체적인 통계자료는 BLM을 통해서만 구할 수 있었다. 1935년부터 최근 2015년까지의 헬륨의 미국 국내 생산량, 전 세계 생산량, 소비량, 가격의 정보를 U.S. Geological Survey 보고서를 바탕으로 확보하였다. **[Table 4.1]** 참조) 데이터의 출처는 미국 광산 지국(U.S. Bureau of Mines)의 미네랄 통계 자료와 미국 지질 조사국(U.S. Geological Survey) - 광물 연감 (Minerals Yearbook) 및 미네랄 자원(Mineral Resources of the United States)이다.

참고로, 70°F 및 14.7 lbf/in<sup>2</sup> (psia)에서 측정된 헬륨 체적은 169.29 metric ton, M/T=100만 m<sup>3</sup>의 전환율로 중량으로 변환되었다. Production의 의미는 1935년에서 2015년까지의 생산 데이터로 광물 연감의 데이터이다. 천연가스로부터 추출된 원유 헬륨과 A급 헬륨을 포함한 것이다. Stock은 미국 국토 관리국(BLM)의 헬륨 보전 저장 시스템에 매년 저장되는 헬륨의 총량을 나타낸다. Apparent Consumption은 미국 내에서 매년 소비된 총 헬륨 양을 나타낸다. Unit Value(\$/t)의 의미는 1938-99년의 단위 값 데이터는 미국에서 생산되고 판매되는 A등급 헬륨의 톤당 평균값을 나타낸다. Unit Value(98\$/t)는 1998년을 기준 연도로 하는 소비자 물가 지수 환산 계수는 현재 미국 달러의 단위 가치를 1998년 미국 달러의 단위 가치로 조정하는 데 사용된다. World Production은 총 미국 헬륨 생산량의 합계와 다른 모든 헬륨 생산국의 전체 생산량을 나타낸다. 1935 ~ 1962년 동안 세계 생산량은 미국 생산량과 동일하다. <sup>[37]</sup>

수집된 자료를 바탕으로 통계 분석은 IBM사의 SPSS 통계 프로그램을 사용하였다

**[Table 4.1]** Helium statistics from U.S. Geological Survey

Year	Production	Stocks	Apparent consumption	Unit value (\$/t)	Unit value (98\$/t)	World production
1935	49	NA	49	NA	NA	49
1936	22	NA	22	NA	NA	22
1937	23	NA	23	NA	NA	23
1938	29	NA	29	2,830	32,700	29
1939	30	NA	30	2,800	32,900	30
1940	45	NA	56	2,360	27,500	45
1941	78	NA	57	2,010	22,300	78
1942	159	NA	173	2,140	21,400	159
1943	558	NA	559	2,260	21,400	558
1944	608	NA	609	2,390	22,100	608
1945	454	99	454	2,510	22,900	454
1946	279	139	278	2,640	22,000	279
1947	337	94	337	2,760	20,200	337
1948	303	NA	303	2,760	18,700	303
1949	264	NA	244	2,760	18,900	264
1950	390	NA	388	2,870	19,400	390
1951	537	NA	523	2,760	17,400	537
1952	693	NA	695	2,760	17,000	693
1953	772	NA	757	2,780	16,900	772
1954	914	418	911	2,990	18,100	914
1955	1,060	341	1,130	3,670	22,400	1,060
1956	1,170	222	1,280	3,670	22,000	1,170
1957	1,400	117	1,490	3,670	21,200	1,400
1958	1,600	83	1,690	3,670	20,700	1,600
1959	2,290	518	1,800	3,670	20,500	2,290
1960	3,080	1,310	2,280	3,670	20,200	3,080
1961	3,490	2,140	2,640	3,670	19,900	3,490
1962	3,420	2,510	3,020	7,440	40,000	3,420
1963	10,700	10,100	3,170	7,440	39,600	10,800
1964	19,300	26,000	3,420	7,440	39,200	19,400
1965	20,900	43,500	3,630	7,440	38,400	21,000
1966	22,100	61,000	4,540	7,440	37,400	22,100
1967	22,500	79,200	4,160	7,440	36,300	22,700
1968	22,300	97,400	3,840	7,440	34,900	22,500
1969	22,300	116,000	3,210	7,440	33,100	22,500

1970	22,100	135,000	2,600	7,440	31,200	22,200
1971	21,900	154,000	2,250	7,440	30,000	22,400
1972	19,600	171,000	2,470	7,440	29,000	20,200
1973	15,400	183,000	2,540	7,440	27,300	16,000
1974	4,240	184,000	2,730	7,440	24,600	4,900
1975	5,170	185,000	2,880	7,440	22,500	5,870
1976	6,690	187,000	3,040	7,440	21,300	7,120
1977	6,370	189,000	3,730	7,440	20,000	7,830
1978	6,550	191,000	3,890	7,440	18,600	8,400
1979	7,280	193,000	3,920	7,440	16,700	8,890
1980	6,540	194,000	4,140	7,440	14,700	7,560
1981	5,110	193,000	4,150	7,440	13,300	5,580
1982	1,110	188,000	4,160	7,440	12,600	1,830
1983	2,760	184,000	4,770	7,970	13,000	3,480
1984	5,630	182,000	5,970	7,970	12,500	8,570
1985	4,780	178,000	6,920	7,970	12,100	9,750
1986	4,770	173,000	7,230	7,970	11,900	10,000
1987	9,240	172,000	8,130	7,970	11,400	11,600
1988	10,700	171,000	8,970	7,970	11,000	13,300
1989	11,200	165,000	9,780	7,970	10,500	14,800
1990	17,800	162,000	10,200	7,970	9,950	15,600
1991	14,600	161,000	10,300	7,990	9,560	15,900
1992	15,600	161,000	10,800	11,700	13,600	16,900
1993	16,800	162,000	11,400	11,700	13,200	16,900
1994	19,000	164,000	12,800	11,700	12,900	17,900
1995	17,100	164,000	11,600	11,700	12,500	18,800
1996	17,400	166,000	12,200	11,700	12,200	18,800
1997	19,600	167,000	13,100	11,700	11,900	23,400
1998	19,300	163,000	14,300	11,700	11,700	22,700
1999	19,300	166,000	15,200	11,700	11,400	22,900
2000	16,600	161,000	15,200	10,500	9,940	19,800
2001	14,700	153,000	15,100	10,700	9,850	17,900
2002	14,800	147,000	14,800	11,000	9,970	18,500
2003	14,700	141,000	13,700	11,200	9,920	24,400
2004	14,600	133,000	14,000	11,500	9,920	26,100
2005	12,900	124,000	13,800	11,500	9,600	27,100
2006	13,400	114,000	12,700	12,000	9,700	28,100
2007	13,000	103,000	12,400	12,500	9,830	28,900
2008	13,500	94,900	10,200	12,900	9,770	29,600
2009	13,200	87,900	7,960	13,300	10,100	24,900
2010	12,700	79,100	8,500	13,800	10,300	28,400
2011	12,000	68,300	8,090	15,900	11,500	29,100

2012	12,400	59,700	8,130	16,100	11,400	29,500
2013	11,700	51,700	6,640	17,900	12,500	28,900
2014	12,700	42,500	7,140	20,300	14,000	27,800
2015	11,200	38,500	6,600	22,200	15,300	26,400

NA Not available.

이 데이터를 기준으로 헬륨의 가격, 세계 생산량, 미국 국내 생산량, 소비량의 추세를 [Fig. 4.3]와 같은 확인할 수 있었다. 전 세계의 헬륨 생산량은 2011-2012년을 정점으로 감소 추세에 있으며, 미국의 국내 생산은 1997-1999년을 정점으로 감소 추세에 있다. 헬륨의 가격은 2010년부터 급격하게 상승하고 있는 것을 볼 수 있다.



[Fig. 4.3] Trend of helium from 1936 to 2015

수집된 자료를 활용하여 통계분석 프로그램인 IBM 사의 SPSS를 사용하였다. SPSS를 활용하기 위해서는 먼저 코딩 작업이 이루어져야 하며, [Fig. 4.4]와 같이 작업이 되었다.

이름	유형	내비	소수점	레이블	간	양측값	일	맞출	측도	역할
1 Year	숫자	11	0		없음	없음	8	오른쪽	순서형	입력
2 Production	숫자	8	0		없음	없음	10	오른쪽	오른쪽	입력
3 Shipments	숫자	6	0		없음	없음	10	오른쪽	오른쪽	입력
4 Imports	숫자	5	0		없음	없음	8	오른쪽	오른쪽	입력
5 Exports	숫자	6	0		없음	없음	7	오른쪽	오른쪽	입력
6 Stocks	숫자	7	0		없음	없음	7	오른쪽	오른쪽	입력
7 Consumption	숫자	8	0		없음	없음	11	오른쪽	오른쪽	입력
8 Unithvalue	달러	6	2		없음	없음	10	오른쪽	오른쪽	입력
9 Worldprod	숫자	8	0		없음	없음	13	오른쪽	오른쪽	입력

Year	Production	Shipments	Imports	Exports	Stocks	Consumption	Unithvalue	Workproduction
1980	5540	5630	-	1430	194000	4140	\$7,440.00	7560
1981	5110	6020	-	1860	193000	4150	\$7,440.00	5580
1982	1110	5970	-	1810	188000	4160	\$7,440.00	1630
1983	2760	6530	-	1760	184000	4770	\$7,970.00	3480
1984	5630	7850	-	1880	182000	5970	\$7,970.00	8570
1985	4780	9030	0	2100	178000	6920	\$7,970.00	9750
1986	4770	9310	0	2070	173000	7230	\$7,970.00	10000
1987	9240	10500	0	2370	172000	8130	\$7,970.00	11600
1988	10700	12100	0	3110	171000	8970	\$7,970.00	13300
1989	11200	13500	0	3740	165000	9780	\$7,970.00	14800
1990	17800	14400	0	4180	162000	10200	\$7,970.00	15600
1991	14000	14900	0	4550	161000	10300	\$7,990.00	15900
1992	15600	16000	0	5200	161000	10800	\$11,700.00	16900
1993	16800	16200	0	4740	162000	11400	\$11,700.00	16900
1994	19000	16900	0	4230	164000	12800	\$11,700.00	17900
1995	17100	16300	0	4690	164000	11600	\$11,700.00	18800
1996	17400	16000	0	3860	166000	12200	\$11,700.00	18800
1997	19600	18100	24	4990	167000	13100	\$11,700.00	23400
1998	19300	19000	40	4710	163000	14300	\$11,700.00	22700
1999	19300	19800	0	4540	166000	15200	\$11,700.00	22900
2000	16900	21500	0	6260	161000	15200	\$10,500.00	19800
2001	14700	22300	0	7280	153000	15100	\$10,700.00	17900
2002	14800	21500	0	6690	147000	14800	\$11,000.00	16500
2003	14700	20700	0	7000	141000	13700	\$11,200.00	24400
2004	14600	22000	0	7800	133000	14000	\$11,500.00	26100
2005	12900	22500	0	8700	124000	13800	\$11,500.00	27100
2006	13400	23200	0	10500	114000	12700	\$12,000.00	28100
2007	13000	23400	0	10900	103000	12400	\$12,500.00	28900

[Fig. 4.4] Screen shot for SPSS coding

#### 4.2.1 헬름 가격, 소모량, 생산량간의 상호 연관성 확인

소모량, 생산량이 가격에 미치는 영향에 대한 상호 연관성을 SPSS 프로그램의 다중 회귀분석을 통해서 분석해 보았다. 소모량의 변화가 가격과 생산량에 어떻게 영향을 미치는지를 확인하였다. 회귀식의 유의성은 [Table 4.2]에서 유의 확률  $P < 0.01$ 의 수준에서 유의한 것을 확인할 수 있다.

[Table 4.3]에서  $R = 0.903$ 으로 독립변수와 종속변수 간의 상관관계를 나타내고,  $R^2 = 0.816$ 으로 회귀선이 만족감에 대해 81.6%를 설명한다. [Table 4.4]에서의  $F = 109.177$ , 유의 확률이 0.000으로 통계적으로 유의하다. [Table 4.5]에서 VIF는 10미만으로 다중공선성의 문제가 없다. 회계식의 계수 부분을 통해서 아래와 같은 다중회귀식 기본 모형으로부터

$$\text{기본모형: } Y_i = \alpha + \beta_1 X_{1i} + \beta_2 X_{2i} + \dots + \beta_k X_{ki} + \varepsilon_i$$

X: 독립변수

Y: 종속변수

$\alpha$ : 상수

$\beta$ : 독립변수에 해당하는 계수

다중회귀식  $\text{UnitValue} = 3427,564 - 0.280(\text{Production}) + 0.2(\text{Consumption}) + 0.474(\text{World Production})$ 을 구할 수 있다.

Production을 1단위 증가시킬 때마다 Unitvalue는 - 0.28배 감소하고, 소비를 1단위 증가시킬 때마다 0.2배 증가함을 의미한다.



[Table 4.2] Correlation coefficient chart

		Unit value	Production	Consumption	World production
상관	Pearson Unitvalue	1.000	.615	.722	.857
	Production	.615	1.000	.634	.861
	Consumption	.722	.634	1.000	.727
	Worldproduction	.857	.861	.727	1.000
유의 확률 (단측)	Unitvalue	.	.000	.000	.000
	Production	.000	.	.000	.000
	Consumption	.000	.000	.	.000
	Worldproduction	.000	.000	.000	.
N	Unitvalue	78	78	78	78
	Production	78	78	78	78
	Consumption	78	78	78	78
	Worldproduction	78	78	78	78

[Table 4.3] Model summary chart

모형	R	모형 요약 <sup>b</sup>			Durbin-Watson
		R 제곱	수정된 R 제곱	추정값의 표준오차	
1	.903 <sup>a</sup>	.816	.808	\$1,932.52427	.332

[Table 4.4] ANOVA Chart

ANOVA <sup>a</sup>						
모형		제곱합	자유도	평균제곱	F	유의확률
1	회귀	1223214382.497	3	407738127.499	109.177	.000 <sup>b</sup>
	잔차	276364104.682	74	3734650.063		
	전체	1499578487.179	77			

[Table 4.5] Coefficient chart

모형		비표준화 계수		표준화 계수		t	유의확률	B에 대한 95.0% 신뢰구간		공선성 통계량	
		B	표준화 오류	베타				하한	상한	공차	VIF
1	(상수)	3427.564	366.169			9.361	.000	2697.957	4157.171		
	Production	-.280	.057	-.481		-4.906	.000	-.394	-.166	.259	3.866
	Consumption	.200	.066	.219		3.008	.004	.067	.332	.472	2.120
	Worldproduction	.474	.047	1.113		10.077	.000	.381	.568	.204	4.898

a. 종속변수: Unitvalue

[Table 4.6] Collinearity chart

공선성 진단<sup>a</sup>

모형	차원	고유값	상대지수	(상수)	분산비율		
					Production	Consumption	Worldproduction
1	1	3.503	1.000	.02	.01	.01	.01
	2	.287	3.492	.97	.02	.04	.03
	3	.160	4.679	.00	.18	.82	.03
	4	.050	8.345	.01	.79	.13	.93

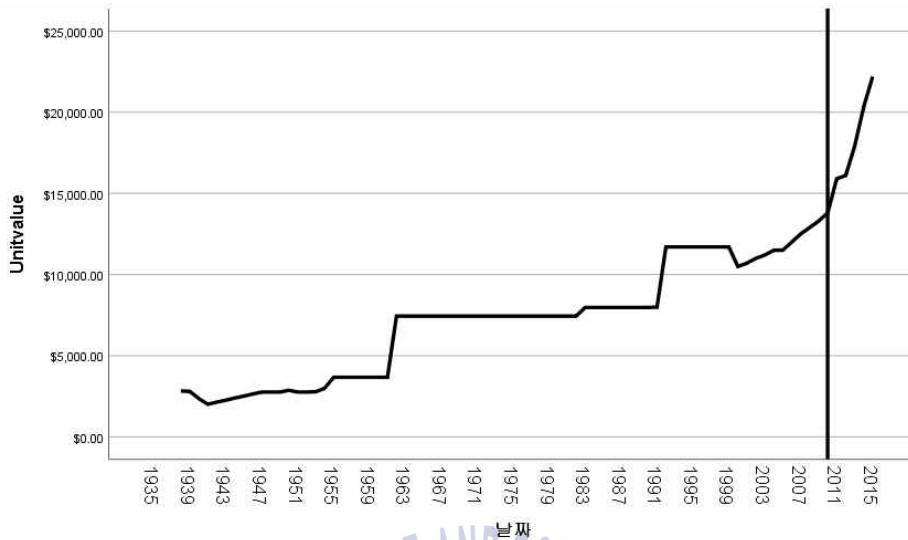
a. 종속변수: Unitvalue

자세한 검증결과는 부록에 수록하였다.

## 4.2.2 시계열 분석을 통한 미래 예측

### 4.2.2.1 순차도표 확인

헬륨 가격의 예측을 위하여 여러 통계 분석 방법 중에서 시계열 분석을 통해 미래 헬륨 가격을 예측해 보았다. 시계열 분석을 위해서는 먼저 순차도표를 실시해서 비안정적인 시계열과 이상 값은 없는지 확인하여야 한다. Unitvalue에 대한 순차도표를 [Fig. 4.5]와 같이 구하였다. Unitvalue가 계속 상승하는 추세를 확인할 수 있다.



[Fig. 4.5] Sequence chart for unitvalue

#### 4.2.2.2 자기 상관 확인<sup>[37]</sup>

자기 상관이란 어떤 한 시계열이 시간에 따라 반복되는 패턴, 즉 스스로 상관이 있는지에 대한 분석이다. 자기 상관함수(ACF)와 편자기 상관함수(PACF)를 활용하여 수집된 자료가 안정성이 있는지 확인을 한다. 잔차의 유의 확률이 유의수준 0.05보다 커야 적합한 모델을 추정한 것으로 판단하며, 자기 상관함수(ACF)에 신뢰한계를 벗어난 Spike가 없어야 한다. 만약 신뢰한계를 벗어난 것이 있으면 재 탐색해야 한다.

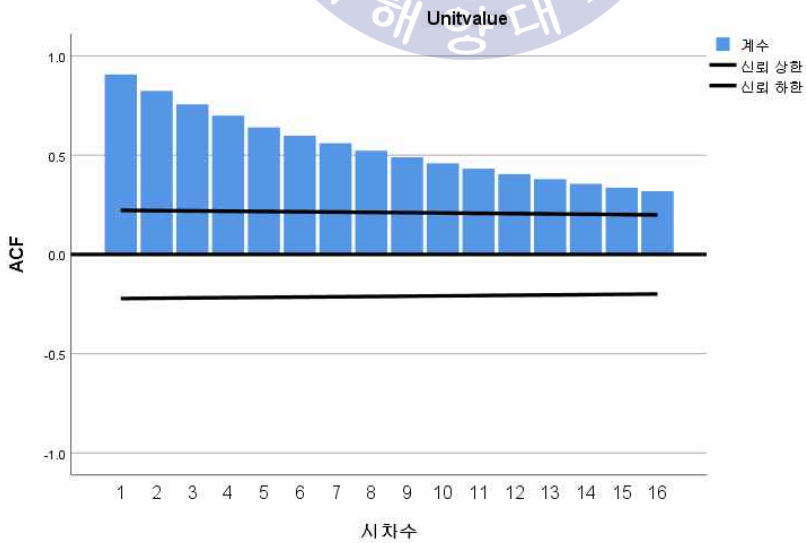
[Table 4.7]을 통해서 Box-Ljung 통계량의 유의 확률이 유의수준 0.05보다 작고 신뢰 한계선을 넘어서는 Spike가 있기 때문에 현재 값의 크기가 미래 예측에 전혀 도움이 되지 못한다. 편자기 상관의 결과도 마찬가지이다. 때문에 차분을 통해 안정화를 시킬 필요가 있다. 자연로그를 통해서 안정화를 시도했으나, 역시 한계선을 넘어가는 결과를 얻어 일 차분을 실시하였다.

[Table 4.7] Autocorrelation chart before smoothing

자기상관

계열: Unitvalue

시차	자기상관	표준화 오차 <sup>a</sup>	값	Box-Ljung 통계량	
				자유도	유의확률 <sup>b</sup>
1	.907	.111	66.637	1	.000
2	.824	.110	122.348	2	.000
3	.756	.110	169.898	3	.000
4	.699	.109	211.115	4	.000
5	.640	.108	246.108	5	.000
6	.598	.107	277.118	6	.000
7	.560	.107	304.687	7	.000
8	.522	.106	329.012	8	.000
9	.490	.105	350.701	9	.000
10	.459	.104	370.049	10	.000
11	.432	.104	387.425	11	.000
12	.405	.103	402.931	12	.000
13	.379	.102	416.745	13	.000
14	.356	.101	429.100	14	.000
15	.336	.100	440.290	15	.000
16	.318	.100	450.495	16	.000

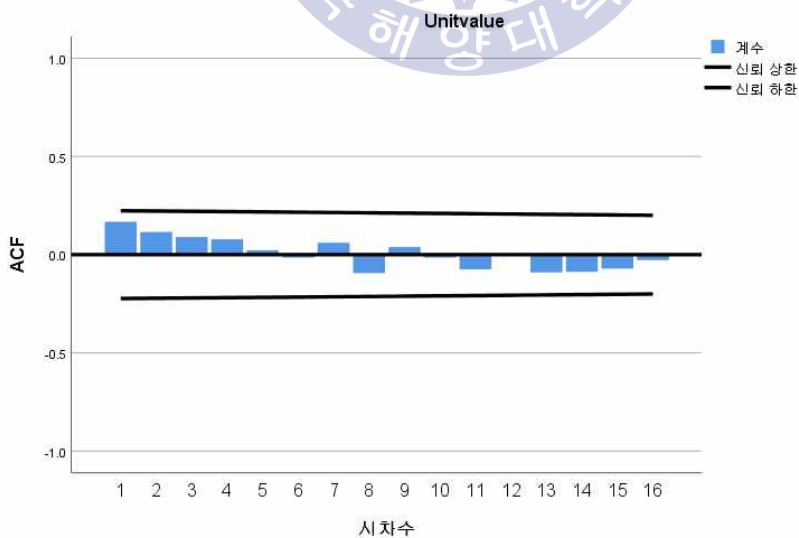


일 차분을 실시한 결과는 [Table 4.8]을 통해서 확인할 수 있다. 모두 안정적인 결과를 얻어 자료 정상화가 되었다. 편자기 상관 또한 안정적인 결과를 얻을 수 있었다. 자세한 검증 결과는 부록에 수록하였다.

[Table 4.8] Autocorrelation chart after smoothing

**자기상관**  
계열: Unitvalue

시차	자기상관	표준화 오차 <sup>a</sup>	값	Box-Ljung 통계량	
				자유도	유의확률 <sup>b</sup>
1	.168	.112	2.250	1	.134
2	.115	.111	3.327	2	.189
3	.090	.110	3.989	3	.263
4	.078	.110	4.502	4	.342
5	.023	.109	4.545	5	.474
6	-.015	.108	4.564	6	.601
7	.060	.107	4.881	7	.675
8	-.094	.107	5.658	8	.685
9	.039	.106	5.792	9	.761
10	-.015	.105	5.812	10	.831
11	-.075	.104	6.324	11	.851
12	.000	.103	6.324	12	.899
13	-.090	.103	7.101	13	.897
14	-.087	.102	7.839	14	.898
15	-.072	.101	8.341	15	.909
16	-.028	.100	8.420	16	.935



#### 4.2.2.3 지수 평활법을 이용한 트렌드 확인

지수평활법(Exponential Smoothing Method)은 가까운 과거에 가장 큰 가중치를 부여하는 대표적인 단변량 시계열을 예측하는 방법이다. 장기 추세인 경우에 낮은 예측값을 산출하는 경향이 있기 때문에 추세를 분석할 때 주의해야 한다.<sup>[38]</sup> 지수평활법 중 비계절형 모형이면서 선형추세이고, 계절성이 없는 시계열에 적합한 Brown 선형 추세를 이용하였다. SPSS 프로그램을 이용하여 다음과 같은 결과를 얻을 수 있었다.

[Table 4.9]를 통해서 Ljung-Box 유의 확률이 0.996으로 유의수준 0.05보다 크기 때문에 백색잡음으로부터 독립적이다. [Table 4.10]을 통해서 지수평활 모형의 유의 확률이 0.000으로 유의수준 0.05보다 작기 때문에 통계적으로 유의하다.

[Table 4.9] Model Statistics chart

**모형 통계량**

모형	예측 자 수	모형 적합 통계량 제공된 평균제공			평균 절대 퍼센트 오차(MAPE)
		정상 R-제공	R-제공	오차(RMSE)	
Unitvalue-모형_1	0	.380	.971	754.642	5.057

**모형 통계량**

모형	예측자 수	모형 적합 통계량 제공된 평균제공			평균 절대 퍼센트 오차(MAPE)
		정상 R-제공	R-제공	오차(RMSE)	
Unitvalue-모형_1	0	.380	.971	754.642	5.057

**모형 통계량**

모형	모형 적합 통계량				통계량
	평균 절 대 오차 (MAE)	최대 절대 퍼 센트 오차 (MaxAPE)	최대 절대 오차 (MaxAE)	정규화 된 BIC	
Unitvalue-모형	374.81	50.423	3751.435	13.308	5.500
_1	8				

모형 통계량

Ljung-Box Q(18)

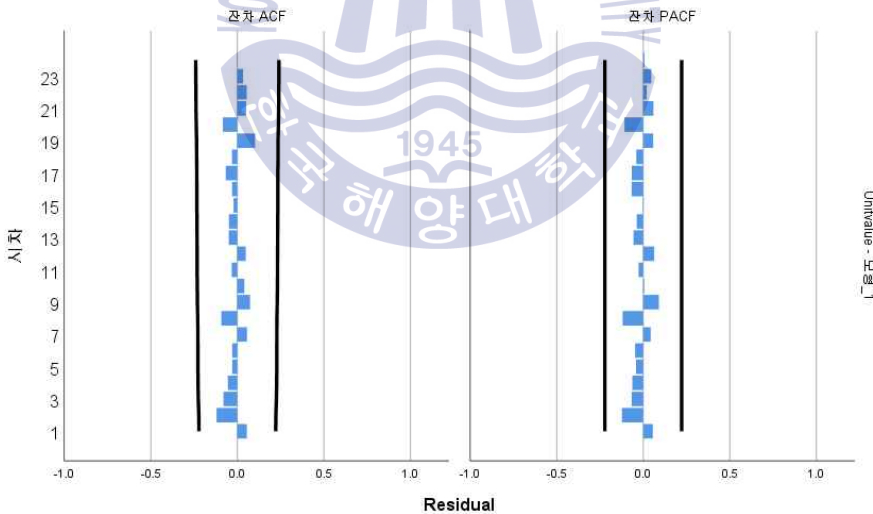
모형	자유도	유의확률	
Unitvalue-모형_1	17	.996	0

[Table 4.10] Parameter for exponential smoothing model

지수평활 모형 모수

모형	추정값	SE	t	유의확률		
Unitvalue-모형_1	변환 안 함	알파(수준 및 추세)	.566	.053	10.775	.000

[Fig. 4.6]을 통해서 잔차 ACF, 잔차 PACF에서 Spike가 보이지 않는 것을 확인할 수 있다. 만약 Spike가 있었다면 모형을 재검토해야 한다.



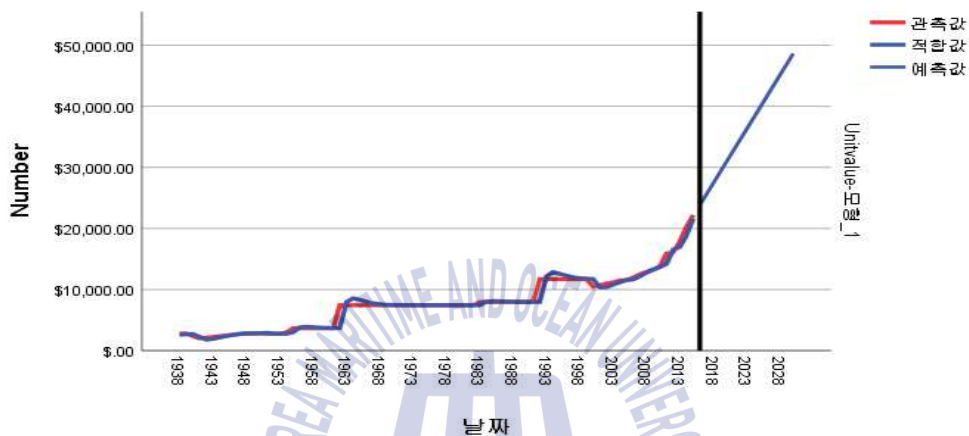
[Fig. 4.6] Residual of ACF, PACF

위의 결과로 Unitvalue 값은 통계적으로 유의미한 것임을 확인하였고, [Fig. 4.7]과 [Table 4.11]에서와 같이 2016년부터 2030년까지의 예측 추세선과



예측 가격을 구할 수 있었다. 2015년을 기준으로 2030년에는 거의 두 배로 가치가 상승하는 것을 알 수 있다. 자세한 결과는 부록에 첨부하였다.

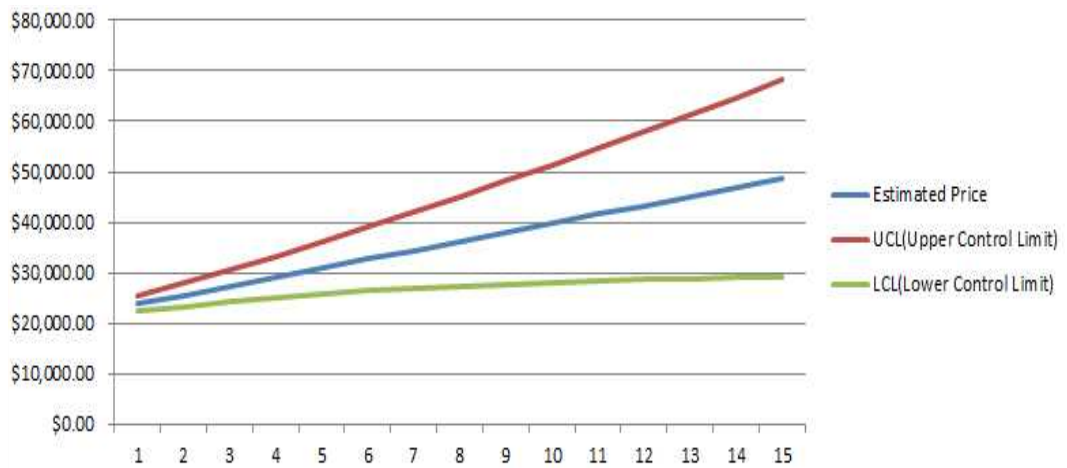
[Fig. 4.8]은 UCL(Upper Control Limit)과 LCL(Lower Control Limit)가 포함된 예측 트렌드이다.



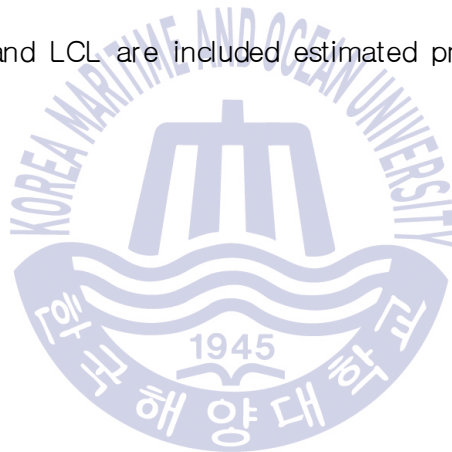
[Fig. 4.7] Forecast trend of unitvalue(price) by 2030

[Table 4.11] Estimated price per tonne of helium from 2016 to 2030

Year	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023
Estimated Price	\$23,856.61	\$25,625.50	\$27,394.39	\$29,163.28	\$30,932.17	\$32,701.06	\$34,469.95	\$36,238.84
UCL(Upper Control Limit)	\$25,359.29	\$27,895.34	\$30,543.43	\$33,288.14	\$36,119.65	\$39,030.88	\$42,016.34	\$45,071.61
LCL(Lower Control Limit)	\$22,353.92	\$23,355.65	\$24,245.35	\$25,038.42	\$25,744.69	\$26,371.25	\$26,923.56	\$27,406.07
Year	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	
Estimated Price	\$38,007.73	\$39,776.62	\$41,545.52	\$43,314.41	\$45,083.30	\$46,852.19	\$48,621.08	
UCL(Upper Control Limit)	\$48,193.01	\$51,377.39	\$54,622.03	\$57,924.53	\$61,282.78	\$64,694.87	\$68,159.08	
LCL(Lower Control Limit)	\$27,822.46	\$28,175.86	\$28,469.00	\$28,704.28	\$28,883.82	\$29,009.51	\$29,083.08	



[Fig. 4.8] UCL and LCL are included estimated price trend graphs



### 4.3 F-LNG의 헬륨 생산에 따른 추가 수익 계산

#### 4.3.1 F-LNG 모델 선정

헬륨의 추출을 위한 F-LNG 모델을 선정하기 위해서 최근까지 건조되었거나, 건조 중인 그리고 프로젝트 진행을 계획하고 있는 F-LNG 들에 대해서 조사를 하였으며 [Table 4.12]와 같이 정리하였다. 헬륨 추출량을 계산하기 위해서 중요한 요소인 액화천연가스 공정과 생산량이 포함되어 있다.

[Table 4.12] F-LNG project liquefaction licensor and capacity

Project	Capacity (MTPA)	Train	Process	Licensor	Classification
PTT-Hoegh	2.2	2	Niche (C1/N2 Dual Expander)	CB&I	Gas Expander
King FLNG	3.4	3	Niche (C1/N2 Dual Expander)	CB&I	Gas Expander
Conoco Philips FLNG	3.9	3	ConocoPhillips Optimize Cascade	ConocoPhillips	Cascade
EMDC Scarborough FLNG	6	6x1MTPA or 2x3MTPA	APCI DMR	APCI	Pre-cooled MR
GDF Suez Bonaparte FLNG	2.4	1	APCI DMR	APCI	Pre-cooled MR
Woodside FLNG	2.5~4	-	-	-	-
PNG FLNG	3	3	Niche (C1/N2 Dual Expander)	CB&I	Gas Expander
Prelude FLNG	3.5	1	APCI DMR	APCI	Pre-cooled MR
FLEX FLNG	1.7	2	HMC (Dual Expander)	Kanfa Aragon	Gas Expander
EBLV FLNG	3	3	SMR	Black & Veatch	Single MR
Knusten FLNG	2	2	NDX-1 (N2 Dual Expander)	Mustang	Gas Expander
Petrobras FLNG 1	2.6	2	APCI DMR	APCI	Pre-cooled MR
Petrobras FLNG 2	1	2	N2 Triple Expander	APCI	Gas Expander

[Table 4.12]를 통해서 천연가스 액화공정으로 APCI DMR 공정이 많이 적용되고 있다는 것과 일반적으로 액화천연가스의 생산용량도 2.5~3.5 MPTA의 F-LNG가 많이 설계되고 있는 것을 확인할 수 있다. 헬륨 추출을 위한 F-LNG 모델로 생산 수명은 20년, APCI DMR 공정을 액화공정으로 사용하고, 액화천연가스 생산량을 3.0 MTPA로 하는 F-LNG를 선정하였고, 헬륨 추출을 위한 공정으로 Linde 증류 공정을 적용하여 헬륨 추출에 따른 추가수익이 얼마가 되는지 확인해 보았다. 앞에서 헬륨 가격 예측을 2030년까지 하였기 때문에 2021년을

생산시작 시점으로 하여 2030년까지 10년간 운용하였을 때 얼마의 추가수익이 발생할 수 있는지 계산해 보았다. 일반적인 F-LNG의 운용기간은 20년이다.

### 4.3.2 헬륨 생산으로 인한 추가 수익

제3장에서 헬륨 추출을 위해 Linde 증류 공정을 적용하면, 헬륨의 생산량은 연간 약 655.02 tonne이다. 이를 바탕으로 2021년부터 2030년까지의 예상된 헬륨 가격을 이용하면 추가 수익을 계산할 수 있으며 [Table 4.13]과 같다.

[Table 4.13] Revenue from helium extraction

Year	2021	2022	2023	2024	2025
Revenue	\$21,419,848.32	\$22,578,506.65	\$23,737,164.98	\$24,895,823.30	\$26,054,481.63
Conversion of dillars into Korean won	₩24,075,909,513	₩25,378,241,473	₩26,680,573,434	₩27,982,905,394	₩29,285,237,355
Cumulative revenue	\$21,419,848.32	\$43,998,354.97	\$67,735,519.95	\$92,631,343.25	\$118,685,824.88
Conversion of dillars into Korean won	₩24,075,909,513	₩49,454,150,987	₩76,134,724,420	₩104,117,629,815	₩133,402,867,170
Year	2026	2027	2028	2029	2030
Revenue	\$27,213,146.51	\$28,371,804.84	\$29,530,463.17	\$30,689,121.49	\$31,847,779.82
Conversion of dillars into Korean won	₩30,587,576,678	₩31,889,908,638	₩33,192,240,599	₩34,494,572,559	₩35,796,904,519
Cumulative revenue	\$145,898,971.39	\$174,270,776.23	\$203,801,239.40	\$234,490,360.89	\$266,338,140.71
Conversion of dillars into Korean won	₩163,990,443,847	₩195,880,352,485	₩229,072,593,084	₩263,567,165,643	₩299,364,070,163

\* Exchange Rate: \$1 = ₩1,124 (30th Oct. 2017)

10년간 모델 F-LNG에서 헬륨을 추출해서 판매함으로써 얻을 수 있는 추가수익은 USD 266,338,140(원화 299,364,070,163 원)이다. 평균 F-LNG의 운용수명을 20년으로 보기 때문에 추가로 얻을 수 있는 수익은 더 많을 것이다.

## 제 5 장 결 론

희소성이 높아 그 가치가 높은 헬륨은 전적으로 천연가스를 생산하는 과정에서 생산이 된다. 최근 해상에서 발견되고 있는 천연가스전으로부터 액화천연가스를 생산하기 위해 개발되고 있는 F-LNG에는 헬륨 추출을 위한 공정이 고려되지 않고 있다. F-LNG에는 헬륨 추출에 필요한 전처리 설비와 천연가스를 액화하는 극저온 냉각설비가 설치되어 있기 때문에 경제적으로 유리한 부분이 될 수 있다.

본 논문에서는 F-LNG의 천연가스를 액화하는 과정에서 발생하는 엔드 플래시로부터 헬륨 추출을 위해 개발된 주요 공정들에 대해서 분석하여 장점과 단점을 파악했으며, F-LNG에 적용했을 때 가장 경제적인 모델이 어느 것인지 분석하였다. 그리고 헬륨 추출의 가치에 대한 확인을 위해 가격 변화에 대한 예측을 하였다. 예측을 위해 1935년부터 2015년까지의 헬륨 가치에 대한 자료를 바탕으로 통계분석 프로그램을 이용하여 2030년까지의 헬륨의 미래가치를 확인하였다.

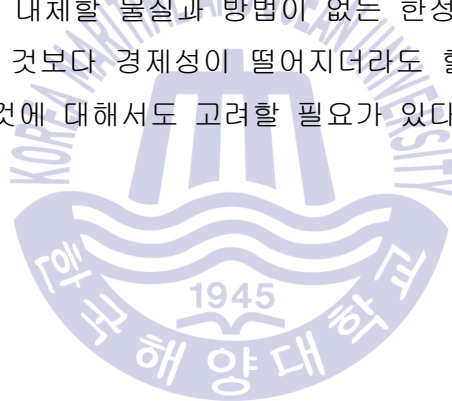
본 논문의 연구 결과를 요약하면 다음과 같다.

1. F-LNG에 헬륨 추출을 위한 공정을 선정할 때, Technip 증류 공정을 제외하고는 90% 이상의 추출률을 보여주고 있다. 이외의 요소를 고려했을 때는 질소 가스를 확실하게 제거하여 판매용 액화천연가스의 발열량을 높일 수 있고, 압축기와 발전용 터빈 엔진에 공급되는 연료가스의 질소 농도를 최소화하여 공급할 수 있는 증류 기반의 APCI 증류 방식이 유리하다. 별도의 압축기를 필요로 하지 않기 때문에 전력 소비 측면에서도 경제적이다.
2. 헬륨의 가치 상승은 소모량, 생산량과 연관성이 있는 것을 확인하였고, 헬륨의 가치는 계속 상승하여 2030년에는 2015년 가치의 두 배가 되는 것으로 예측되었다.

3. 액화천연가스 생산량 3.0 MTPA에 액화공정을 APCI DMR을 적용한 F-LNG를 모델로 선정하고, 헬륨을 추출하기 위한 공정으로 Linde 증류 방식을 적용하여 2021년부터 2030년까지 10년간 헬륨 추출로 인해 추가로 얻을 수 있는 수익을 계산한 결과 미화 약 2억 6천6백만 불(원화 약 3천억 원)이었다.

4. 향후 과제로 F-LNG에서 헬륨 추출을 위한 설비 설치비용, 운영비용, 수요처로의 운반비용에 대한 분석이 추가되어야 F-LNG의 운용기간 중 투자비용을 언제쯤 회수할 수 있을지 분석이 가능하다.

결국은 추가적으로 대형 헬륨 매장지가 발견되지 않는 한 한정적인 자원인 헬륨은 고갈이 될 것이며, 가격은 계속해서 상승이 될 것이다. 헬륨의 생산을 육상뿐만 아니라 해양에서도 생산할 수 있는 다양한 방법에 대해서 연구가 필요하다. 그리고 이렇게 대체할 물질과 방법이 없는 한정적인 자원을 대기로 방출되어 사라지게 하는 것보다 경제성이 떨어지더라도 헬륨을 추출해서 별도의 저장시설에 보관하는 것에 대해서도 고려할 필요가 있다.



## 감사의 글

논문을 완성하는 과정이 많이 힘들었지만 도와주신 모든 분들께 감사의 말씀을 전하고 싶습니다. 바쁘신 중에도 논문의 완성을 위해 따뜻한 애정과 관심으로 지도하여 주시고 격려해 주신 이명호 교수님께 진심으로 감사를 드립니다. 논문 심사 위원장을 맡아 주시고, 많은 지도와 편달, 격려를 아낌없이 해주신 조권희 교수님께 감사의 마음을 전합니다. 논문의 방향에 대해서 많은 조언을 아낌없이 해 주신 이강기 교수님께도 감사드립니다.

아울러 직장과 대학원 공부를 가능하게 해 주신 김복철 부장님, 박태진 부장님께도 감사의 말씀을 드립니다. 또한, 대학원 진학에서부터 논문을 준비하는 과정까지 많은 도움을 주신 유권준 부장님께 감사의 인사를 드립니다. 논문 준비하면서 여러 가지로 도와준 김찬에게 고마운 마음을 전하며, 논문을 완성하는데 무언의 지지와 많은 격려를 해 준 친구 강민승에게도 고맙다는 말을 전합니다.

마지막으로, 지금까지 성장할 수 있도록 믿고 지원해주신 아버지, 어머님과 저를 믿어주시고 묵묵히 응원해 주신 장인, 장모님께도 늘 감사드립니다. 앞으로 더 많이 성장하는 모습으로 그 은혜에 보답하겠습니다. 어려운 환경에서도 본 논문이 잘 마무리될 수 있도록 이해하고 배려해 준 아내“조애리”에게 진심으로 사랑과 감사함을 전합니다. 잘 놀아주지 못해 항상 미안하게 생각하면서도 항상 건강하고 씩씩하게 잘 자라고 있는 동규, 민준이와 이 작은 기쁨을 나누려 합니다. 그 동안 저를 아끼고 사랑해주신 모든 분들께 진심으로 감사드리며 모두 건강하시고 가정과 직장에 행복만이 가득하시길 기원합니다. 감사합니다.



## 참고문헌

- [1] Cryogenic Industrial Gases Magazine, 2017년, 요동치는 중동 정세, 헬륨 및, LNG 수급 대란 오나? [Online] (Update: 18 July 2017) [Online], Available at <http://news1.kr/articles/?3020046> [Accessed 10 September 2017].
- [2] Gottier, 1991; Handley & Miller, 1992; Haussinger et al., 2000; Smith et al., 2004.
- [3] Haussinger, P., Glatthaar, R., Rhode, W., Kick, H., Benkmann, C., Weber, J. Stenger, H. (2000). Noble Gases Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
- [4] Oelfke, R. H., & Victory, D. (2013). International Patent No. WO2013/015907 A1.
- [5] Cai, Z., Clarke, R. H., Glowacki, B. A., Nuttall, W. J., & Ward, N. (2010). Ongoing ascent to the helium production plateau—Insights from system dynamics.
- [6] 양영명, “ LNG-FPSO 개발현황 및 전망 ” , Vol 35, No 1, 한국마린엔지니어링, 2011.
- [7] ConocoPhillips to merge Offshore experience and Cascade LNG know-how into its first Floating LNG, [Online] Available at: <http://www.2b1stconsulting.com/conocophillips-moves-on-its-first-floating-lng-vessel/> [Accessed 5 August 2017].
- [8] Seungkyu Dan, Chang Jun Lee, Jeong pil Park, Dongil Shin, En Sup Yoon, Process Safety and Environmental Protection Volume 92, Issue 5, September 2014.

- [9] LNG Plant Overview, Seminar with Supplier Association Murmanskshelf Murmansk, 15 May 2012 Jostein Pettersen.
- [10] Czech Technical University in Prague, Faculty of Mechanical Engineering, Department of Process Engineering, Prague, Czech Republic.
- [11] John M. Campbell, 2004, Gas Conditioning and Processing; 8th Edition, John M. Campbell Co.
- [12] Michal Netušil and Pavel Dítl, Natural Gas Dehydration, October 31, 2012, DOI: 10.5772/45802.
- [13] Oil & Gas: Natural Gas Processing: NGL Processing, [Online] Available at: <http://www.maveng.com/index.php/business-streams/oil-gas/natural-gas-processing/ng-extraction-fractionation>, [Accessed 10 September 2017].
- [14] ADVANCED EXTRACTION TECHNOLOGIES, INC. 2 Northpoint Drive, Suite 620 Houston, TX 77060-3237 USA, [Online] Available at: [www.aet.com/nglrecovery.htm](http://www.aet.com/nglrecovery.htm), [Accessed 10 September 2017].
- [15] Pittman, R.N., Hudson, H.M., Wilkinson, J.D., and Cuellar, K.T., "Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery," 77th Annual Convention of the Gas Processors Association, Dallas, Mar. 16-18, 1998.
- [16] Crude Oil and Natural Gas: From Source to Final Products, [Online] Available at: [https://www.ihrdc.com/els/po-demo/module01/figures/fig\\_013.jpg](https://www.ihrdc.com/els/po-demo/module01/figures/fig_013.jpg) [Accessed 12 April 2017].

- [17] Nitrogen Rejection Unit, Fives, [Online] Available at:  
<http://cryogenics-energy.fivesgroup.com/application/natural-gas-processing/nitrogen-rejection-units.html> [Accessed 4 April 2017].
- [18] United States Environmental Protection Agency, Natural Gas STAR Program.
- [19] 산업 연구원, 2015.5.18., 헬륨의 세계 수급에 관한 조사 [Online]  
Available at: [http://www.meti.go.jp/meti\\_lib/report/2015fy/000155.pdf](http://www.meti.go.jp/meti_lib/report/2015fy/000155.pdf)  
[Accessed 5 April 2017].
- [20] Helium One, Investor Presentation WEB\_30May17, Available at:  
<http://www.helium-one.com/wp-content/uploads/2017/11/H1-Investor-Presentation-November2017.pdf>, [Accessed 10 September 2017].
- [21] How Products Are Made, Volume4, Helium [Online] Available at:  
[www.madehow.com/Volume-4/Helium.html](http://www.madehow.com/Volume-4/Helium.html), [Accessed 10 September 2017].
- [22] Cryogenic Industrial Gases Magazine, [Online] 헬륨의 수입과 유통,  
2016년 05월 17일, [Online] Available at:  
<http://www.igasnet.com/news/articleList.html>, [Accessed 5 September 2017].
- [23] Gardner Cryogenics, Helium Product, [Online] Available at:  
<http://www.gardnercryo.com/heliumproducts.htm>, [Accessed 12 April 2017].

- [24] Thomas E. Rufford, K. Ida Chan, Stanley H. Huang and Eric F. May, A Review of Conventional and Emerging Process Technologies for the Recovery of Helium from Natural Gas, Centre for Energy, School of Mechanical and Chemical Engineering, University of Western Australia, Received date: 4 November 2013; Accepted date: 16 January 2014.
- [25] Haussinger, P., Glatthaar, R., Rhode, W., Kick, H., Benkmann, C., Weber, J., Stenger, H. (2000). Noble Gases Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
- [26] Chiu, C., & Sheu, F. (2011). Helium Extraction from Nitrogen Rejection Unit Stream of LNG Plants, Paper presented at the 11th Topical Conference on Gas Utilization, Chicago, US.
- [27] Daly, J. W. (2005). Helium Recovery from LNG. Paper presented at the International Petroleum Technology Conference, Doha, Qatar.
- [28] Donghi kim, 2014, Helium Extraction from End Flash, Master, Norwegian University of Science and Technology.
- [29] Roberts, M. J., & Repasky, J. M. (2007). US Patent No. US 2007/0157662 A1.
- [30] Bauer, H. D., Gwinner, M., & Sapper, R. (2009). Germany Patent No. DE 102007 047 147 A1.
- [31] Spilsbury, C. G. (2007). US Patent No. US 2007/0245771 A1.
- [32] Paradowski, H., & Vovard, S. (2011). US Patent No. US 20110226009 A1.

- [33] Schmidt, H. (2009). US Patent No. US 2009/0013718 A1.
- [34] Oelfke, R. H., & Victory, D. (2013). International Patent No. WO2013/015907 A1.
- [35] William J. Nuttall, Richard Clarke, Bartek Glowacki Routledge, 2012.  
6. 25, The Future of Helium as a Natural Resource, First Published  
2012 by Routledge.
- [36] IHS Market, 2016, Chemical Economics Handbook, Helium [Online]  
Available at: [www.ihs.com/products/helium-chemical-economics-handbook.html](http://www.ihs.com/products/helium-chemical-economics-handbook.html)  
[Accessed 20 September 2017].
- [37] USGS, 2017, Minerals Information, Helium statistics and information,  
Data Series 140, Helium [Online] (Update 19 January 2017)  
Available at: <https://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/helium/>  
[Accessed 20 September 2017].
- [38] 한광종, 2017, SPSS 활용 미래예측과 시계열 분석, 경기도 파주, 백산출판사.

## 부록 A. 헬륨의 가격, 소모량, 생산량의 회귀분석

소모량, 생산량이 가격에 미치는 영향에 대한 상호연관성을 SPSS프로그램의 다중 회귀분석을 통해서 분석해 보았다. 소모량의 변화가 가격과 생산량에 어떻게 영향을 미치는지를 확인하였다.

기술통계량

	평균	표준화 편차	N
Unitvalue	\$7,884.1026	\$4,413.05396	78
Production	9382.05	7582.525	78
Consumption	5626.06	4834.259	78
Worldproduction	12569.74	10353.653	78

상관계수

		Unitvalue	Production	Consumption	Worldproduction
Pearson 상관	Unitvalue	1.000	.615	.722	.857
	Production	.615	1.000	.634	.861
	Consumption	.722	.634	1.000	.727
	Worldproduction	.857	.861	.727	1.000
유의확률 (단측)	Unitvalue	.	.000	.000	.000
	Production	.000	.	.000	.000
	Consumption	.000	.000	.	.000
	Worldproduction	.000	.000	.000	.
N	Unitvalue	78	78	78	78
	Production	78	78	78	78
	Consumption	78	78	78	78
	Worldproduction	78	78	78	78

입력/제거된 변수<sup>a</sup>

모형	입력된 변수	제거된 변수	방법
1	Worldproduction, Consumption, Production <sup>b</sup>	.	입력

a. 종속변수: Unitvalue

b. 요청된 모든 변수가 입력되었습니다.

### 모형 요약<sup>b</sup>

모형	R	R 제곱	수정된 R 제곱	추정값의 표준오차	Durbin-Watson
1	.903 <sup>a</sup>	.816	.808	\$1,932.52427	.332

a. 예측자: (상수), Worldproduction, Consumption, Production

b. 종속변수: Unitvalue

### ANOVA<sup>a</sup>

모형	제곱합	자유도	평균제곱	F	유의확률
1					
회귀	1223214382.497	3	407738127.499	109.177	.000 <sup>b</sup>
잔차	276364104.682	74	3734650.063		
전체	1499578487.179	77			

a. 종속변수: Unitvalue

b. 예측자: (상수), Worldproduction, Consumption, Production

### 계수<sup>a</sup>

모형	비표준화 계수 B	표준화 계수	표준화 계수 베타	t	유의확률
1					
(상수)	3427.564	.366	.169	9.361	.000
Production	-.280	-.057	-.481	-4.906	.000
Consumption	.200	.066	.219	3.008	.004
Worldproduction	.474	.047	1.113	10.077	.000

### 계수<sup>a</sup>

모형	B에 대한 95.0% 신뢰구간	하한	상한
1			
(상수)	2697.957	4157.171	
Production	-.394	-.166	
Consumption	.067	.332	
Worldproduction	.381	.568	

a. 종속변수: Unitvalue

### 케이스별 진단<sup>a</sup>

케이스 번호	표준화 잔차	Unitvalue	예측값	잔차
80	3.011	\$20,300.00	\$14,481.4461	\$5,818.55393
81	4.176	\$22,200.00	\$14,129.8606	\$8,070.13938

a. 종속변수: Unitvalue

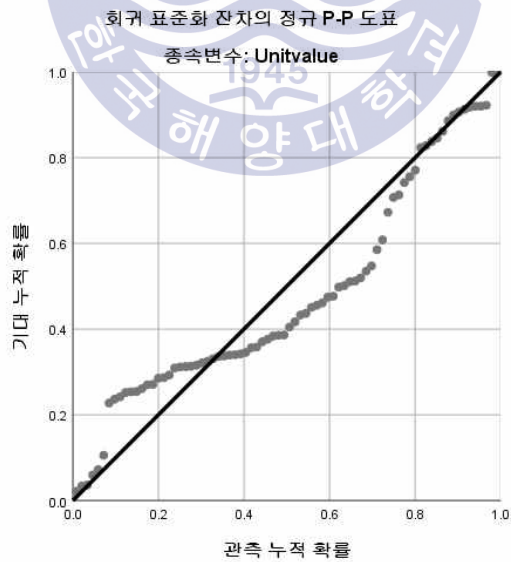
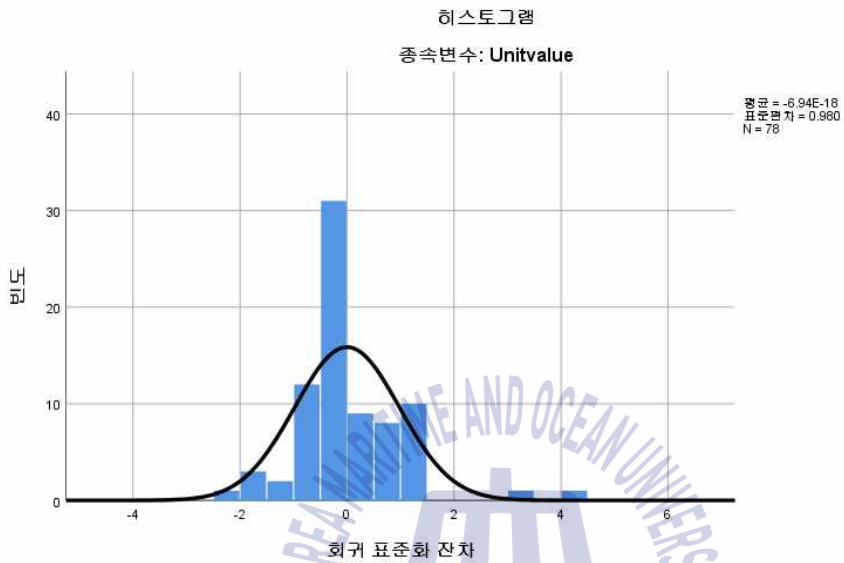
### 잔차 통계량<sup>a</sup>

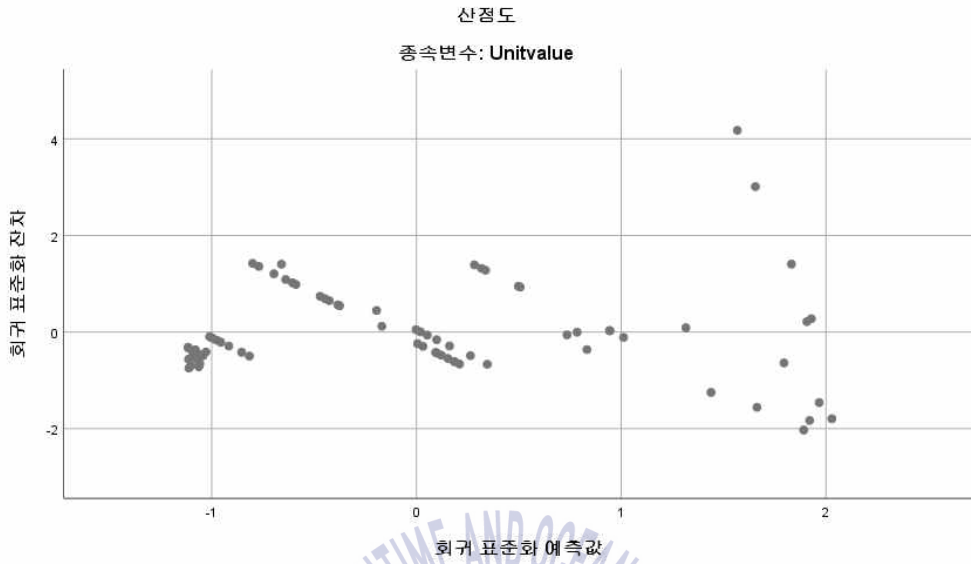


	최소값	최대값	평균	표준화 편차	N
예측값	\$3,438.9812	\$15,968.5830	\$7,884.1026	\$3,985.71212	78 :17
잔차	-\$3,922.01489	\$8,070.13916	\$0.00000	\$1,894.50369	78
표준화 예측값	-1.115	2.028	.000	1.000	78 um
표준화 잔차	-2.029	4.176	.000	.980	78
price2.sav					
활성 데이터 세트	데이터세트 1				
필터	<없음>				
가중	<없음>				
파일분할	<없음>				
작업 데이터 파일의 행 수	81				
결측값 처리	결측값 정의 사용자 정의 결측값이 결측으로 처리됩니다. 사용 케이스 통계량은 사용한 변수에 대해 결측값이 없는 케이스를 기준 으로 산출합니다.				
명령문	<pre> REGRESSION  /DESCRIPTIVES MEAN STDEV CORR SIG N  /MISSING LISTWISE  /STATISTICS COEFF OUTS CI(95) R ANOVA  /CRITERIA=PIN(.05) POUT(.10)  /NOORIGIN  /DEPENDENT Unitvalue  /METHOD=BACKWARD Production Consumption Worldproduction  /SCATTERPLOT=(*ZRESID ,*ZPRED)  /RESIDUALS DURBIN HISTOGRAM(ZRESID) NORMPROB(ZRESID)  /CASEWISE PLOT(ZRESID) OUTLIERS(3). </pre>				
사용된 자원	프로세서 시간				00:00:00.73
	경과 시간				00:00:00.63
	필요한 메모리	4240 바이트			
	잔차도표에 필요한 추가 메모리	648 바이트			

a. 종속변수: Unitvalue

차트





## 부록 B. 헬륨 가격의 시계열 분석

지수 평활법(Exponential Smoothing Method)은 가까운 과거에 가장 큰 가중치를 부여하는 대표적인 단변량 시계열을 예측하는 방법이다. 장기 추세인 경우에 낮은 예측값을 산출하는 경향이 있기 때문에 추세를 분석할 때 주의해야 한다. 지수 평활법 중 비계절형 모형이면서 선형추세이고, 계절성이 없는 시계열에 적합한 Brown 선형 추세를 이용하였다.

<b>노트</b>		
작성된 출력결과		29-OCT-2017 13:22:03
주석		
입력	데이터	C:\Users\WSKIM\W\Desktop\W어
		치\₩통계1\WHelium price2.sav
	활성 데이터 세트	데이터세트1
	필터	<없음>
	가중	<없음>
	파일분할	<없음>
	작업 데이터 파일의 행 수	81
	날짜	YEAR, not periodic
결측값 처리	결측값 정의	사용자 정의 결측값이 결측으로
		처리됩니다.
	사용 케이스	결측되지 않은 모든 데이터가
		사용됩니다.
명령문		CREATE
		/Unitva_1=DIFF(Unitvalue
		1).
사용된 자원	프로세서 시간	00:00:00.00
	경과 시간	00:00:00.02
시계열 설정(TSET)	사용자-결측값 처리	사용자 정의 결측값이 결측으로
		처리됩니다.
	계절 주기의 길이	지정되지 않음

### 계열 작성

1	계열 이름	결측되지 않은 값의 케이스 수		유효 케이스 수	함수 만들기
		첫째	마지막		
	Unitva_1	5	81	77	DIFF(Unitvalue,1)

PREDICT THRU END.

\* 시계열 모형 생성기.

TSMODEL

/MODELSUMMARY PRINT=[MODELFIT] PLOT=[ SRSQUARE RSQUARE]

/MODELSTATISTICS DISPLAY=YES MODELFIT=[ SRSQUARE RSQUARE RMSE MAPE MAE MAXAPE MAXAE NORMBIC]

/MODELDETAILS PRINT=[PARAMETERS FORECASTS] PLOT=[ RESIDACF RESIDPACF]

/SERIESPLOT OBSERVED FORECAST FIT

/OUTPUTFILTER DISPLAY=ALLMODELS

/SAVE PREDICTED(Predicted) NRESIDUAL(NResidual)

/AUXILIARY CILEVEL=95 MAXACFLAGS=24

/MISSING USERMISSING=EXCLUDE

/MODEL DEPENDENT=Unitvalue

PREFIX='모형'

/EXSMOOTH TYPE=BROWN TRANSFORM=NONE.

시계열 모형 생성기

### 노트

작성된 출력결과		29-OCT-2017 13:26:36
주석		
입력	데이터	C:\Users\WSKKIM\Desktop\어치\통계 1\Helium_price2.sav
	활성 데이터 세트	데이터세트1
	필터	<없음>
	가중	<없음>
	파일분할	<없음>
	날짜	YEAR, not periodic
결측값 처리	결측값 정의	사용자 정의 결측값이 결측으로 처리됩니다.
	사용 케이스	중속변수의 유효한 데이터가 있는 케이스만 통계 계산에 사용됩니다.

명령문	<pre> TSMODEL          /MODELSUMMARY      PRINT=[MODELFIT] PLOT=[ SRSQUARE RSQUARE]          /MODELSTATISTICS      DISPLAY=YES MODELFIT=[ SRSQUARE RSQUARE RMSE MAPE MAE MAXAPE MAXAE NORMBIC]          /MODELDETAILS          PRINT=[ PARAMETERS FORECASTS] PLOT=[RESIDACF RESIDPACF] /SERIESPLOT   OBSERVED FORECAST FIT          /OUTPUTFILTER   DISPLAY=ALLMODELS          /SAVE              PREDICTED(Predicted) NRESIDUAL(NResidual)          /AUXILIARY   CILEVEL=95 MAXACFLAGS=24          /MISSING   USERMISSING=EXCLUDE          /MODEL   DEPENDENT=Unitvalue          PREFIX='모형'          /EXSMOOTH          TYPE=BROWN  TRANSFORM=NONE. </pre>	
사용된 자원	프로세서 시간	00:00:00.52
	경과 시간	00:00:00.54
생성 또는 수정된 변수	Predicted_Unitvalue_모형_1	Unitvalue-모형_1의 예측값
	NResidual_Unitvalue_모형_1	Unitvalue-모형_1의 잡음 잔차
사용	시작	첫 번째 관측값
	끝	마지막 관측값
예측	시작	첫 번째 관측값
	끝	마지막 관측값

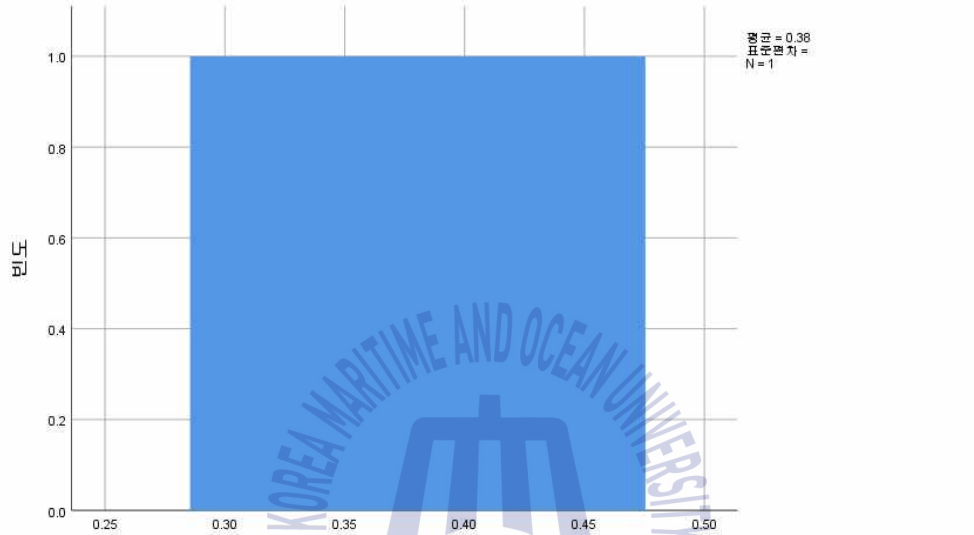
### 경고

예측을 계산할 수 없기 때문에 예측표가 작성되지 않습니다.

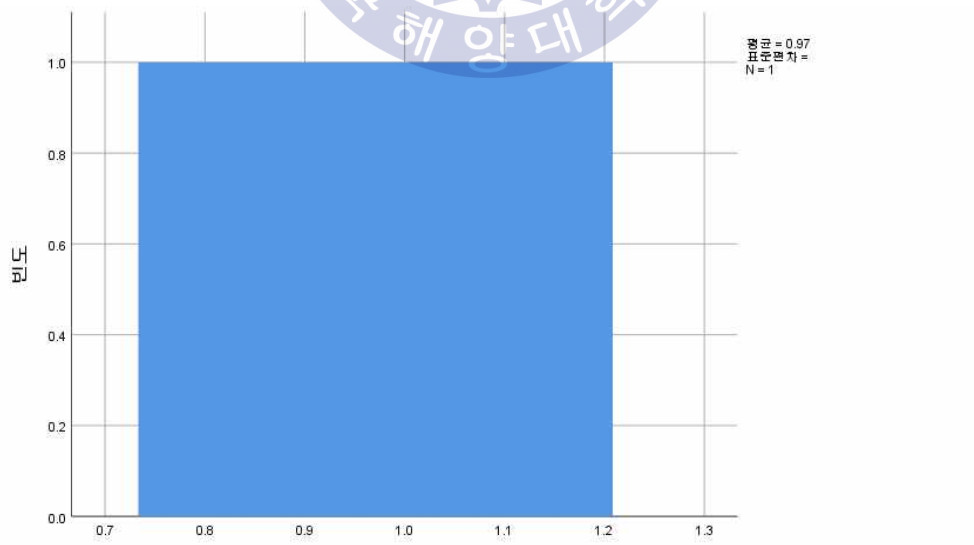
## 모형 설명

			모형 유형
모형 ID	Unitvalue	모형_1	Brown

모형 요약 차트



정상 R-제공





모형 요약

모형 적합

적합 통계량	평균	SE	최소값	최대값	백분위수	
					5	10
정상 R-제곱	.380	.	.380	.380	.380	.380
R-제곱	.971	.	.971	.971	.971	.971
제곱근 평균제곱오차 (RMSE)	754.642	.	754.642	754.642	754.642	754.642
평균 절대 퍼센트 오차 (MAPE)	5.057	.	5.057	5.057	5.057	5.057
최대 절대 퍼센트 오차 (MaxAPE)	50.423	.	50.423	50.423	50.423	50.423
평균 절대 오차(MAE)	374.818	.	374.818	374.818	374.818	374.818
최대 절대 오차(MaxAE)	3751.43	.	3751.43	3751.43	3751.43	3751.43
정규화된 BIC	13.308	.	13.308	13.308	13.308	13.308

모형 적합

적합 통계량	백분위수				
	25	50	75	90	95
정상 R-제곱	.380	.380	.380	.380	.380
R-제곱	.971	.971	.971	.971	.971
제곱근 평균제곱오차(RMSE)	754.642	754.642	754.642	754.642	754.642
평균 절대 퍼센트 오차(MAPE)	5.057	5.057	5.057	5.057	5.057
최대 절대 퍼센트 오차 (MaxAPE)	50.423	50.423	50.423	50.423	50.423
평균 절대 오차(MAE)	374.818	374.818	374.818	374.818	374.818
최대 절대 오차(MaxAE)	3751.435	3751.435	3751.435	3751.435	3751.435
정규화된 BIC	13.308	13.308	13.308	13.308	13.308

모형 통계량

모형	예측자 수	모형 적합 통계량			
		정상 R-제곱	R-제곱	제곱근 평균제곱오차(RMSE)	평균 절대 퍼센트 오차(MAPE)
Unitvalue-모형_1	0	.380	.971	754.642	5.057

모형 통계량

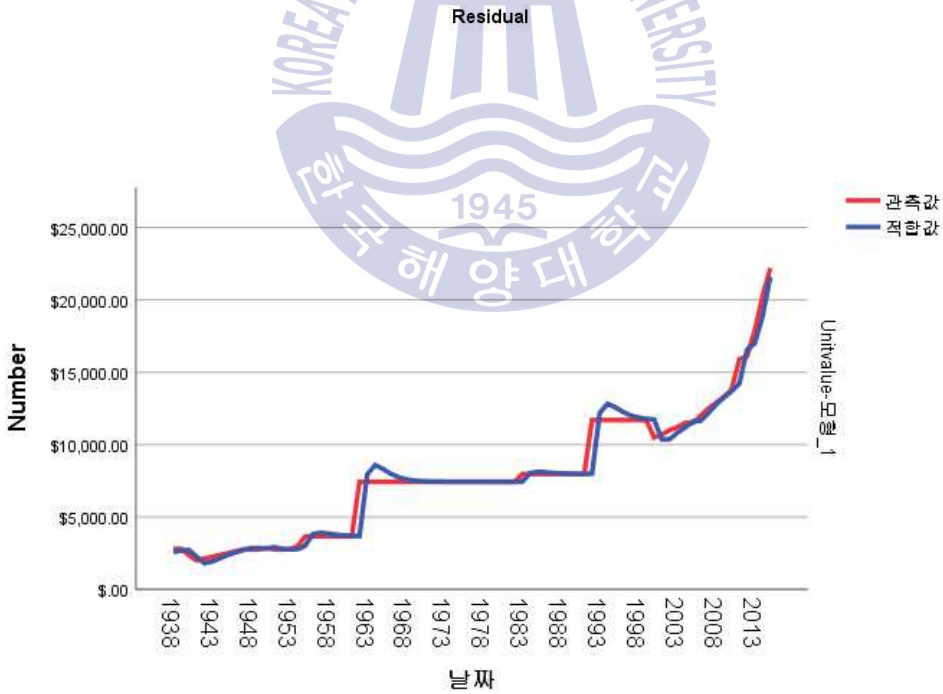
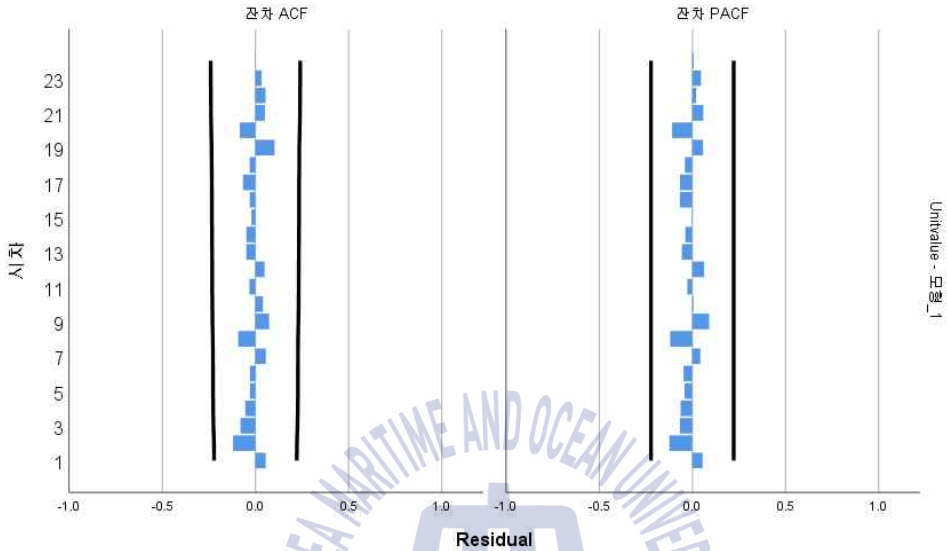
모형	모형 적합 통계량				
	평균 절대 오차(MAE)	최대 절대 퍼센트 오차 (MaxAPE)	최대 절대 오차(MaxAE)	정규화된 BIC	통계량
Unitvalue-모형_1	374.818	50.423	3751.435	13.308	5.500

모형 통계량

모형	자유도	Ljung-Box Q(18)	
		유의확률	
Unitvalue-모형_1	17	.996	0

### 지수평활 모형 모수

모형	추정값	SE	t	유의확률
Unitvalue-모형_1	.566	.053	10.775	.000



PREDICT THRU YEAR 2030.

\* 시계열 모형 생성기.

TSMODEL

/MODELSUMMARY PRINT=[MODELFIT] PLOT=[ SRSQUARE RSQUARE]

/MODELSTATISTICS DISPLAY=YES MODELFIT=[ SRSQUARE RSQUARE RMSE MAPE MAE MAXAPE MAXAE NORMBIC]

/MODELDETAILS PRINT=[PARAMETERS FORECASTS] PLOT=[ RESIDACF RESIDPACF]

/SERIESPLOT OBSERVED FORECAST FIT

/OUTPUTFILTER DISPLAY=ALLMODELS

/SAVE PREDICTED(Predicted) NRESIDUAL(NResidual)

/AUXILIARY CILEVEL=95 MAXACFLAGS=24

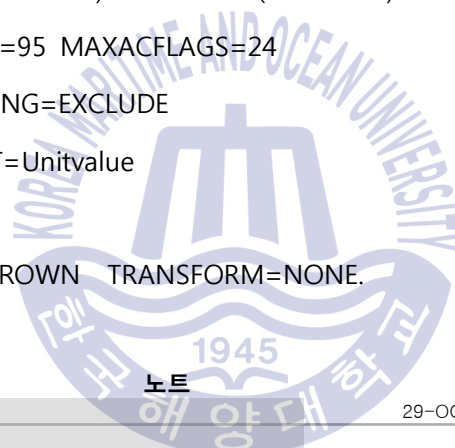
/MISSING USERMISSING=EXCLUDE

/MODEL DEPENDENT=Unitvalue

PREFIX='모형'

/EXSMOOTH TYPE=BROWN TRANSFORM=NONE.

시계열 모형 생성기



노트

작성된 출력결과		29-OCT-2017 13:29:46
주석		
입력	데이터	C:\WUsers\WSKIM\W\Desktop\W어
		치\통계1\WHelium price2.sav
	활성 데이터 세트	데이터세트1
	필터	<없음>
	가중	<없음>
	파일분할	<없음>
	날짜	YEAR, not periodic
결측값 처리	결측값 정의	사용자 정의 결측값이 결측으로
		처리됩니다.
	사용 케이스	종속변수의 유효한 데이터가 있
		는 케이스만 통계 계산에 사용됩
		니다.
명령문		TSMODEL
		/MODELSUMMARY
		PRINT=[MODELFIT] PLOT=[

```

SRSQUARE RSQUARE]

      /MODELSTATISTICS
DISPLAY=YES      MODELFIT=[
SRSQUARE RSQUARE RMSE
MAPE MAE MAXAPE MAXAE
NORMBIC]

      /MODELDETAILS PRINT=[
PARAMETERS FORECASTS]
PLOT=[          RESIDACF
RESIDPACF]

      /SERIESPLOT OBSERVED
FORECAST FIT

      /OUTPUTFILTER
DISPLAY=ALLMODELS

      /SAVE
PREDICTED(Predicted)
NRESIDUAL(NResidual)

      /AUXILIARY CILEVEL=95
MAXACFLAGS=24

      /MISSING
USERMISSING=EXCLUDE

      /MODEL
DEPENDENT=Unitvalue

      PREFIX='모형'

      /EXSMOOTH
TYPE = BROWN
TRANSFORM=NONE.

```

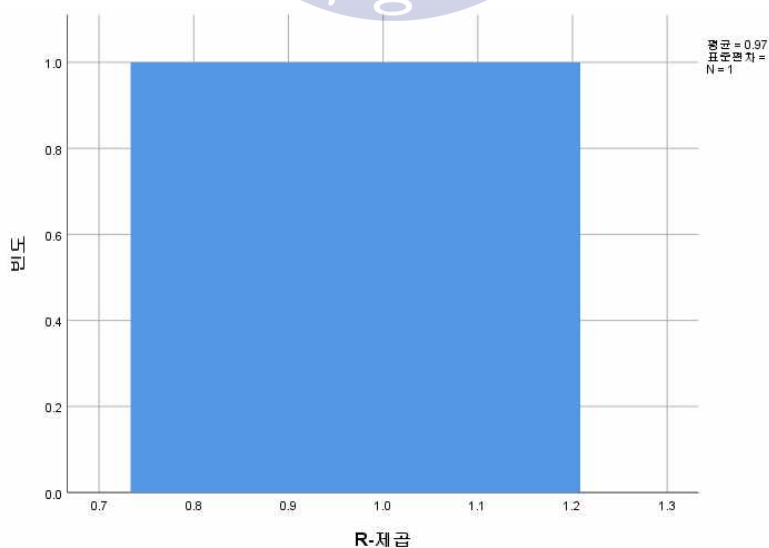
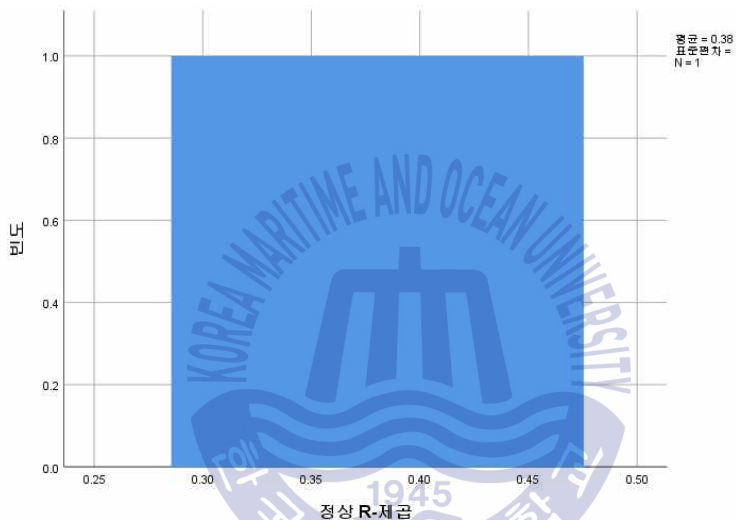
사용된 자원	프로세서 시간	00:00:00.48
	경과 시간	00:00:00.48
생성 또는 수정된 변수	Predicted_Unitvalue_모형_1_A	Unitvalue-모형_1의 예측값
	NResidual_Unitvalue_모형_1_A	Unitvalue-모형_1의 잡음 잔차

사용	시작	첫 번째 관측값
	끝	마지막 관측값
예측	시작	첫 번째 관측값
	끝	YEAR_ 2030

### 모형 설명

			모형 유형
모형 ID	Unitvalue	모형_1	Brown

모형 요약 차트



모형 요약

모형 적합

적합 통계량	평균	SE	최소값	최대값	백분위수	
					5	10
정상 R-제곱	.380	.	.380	.380	.380	.380
R-제곱	.971	.	.971	.971	.971	.971
제공근 평균제공오차 (RMSE)	754.642	.	754.642	754.642	754.642	754.642
평균 절대 퍼센트 오차 (MAPE)	5.057	.	5.057	5.057	5.057	5.057
최대 절대 퍼센트 오차 (MaxAPE)	50.423	.	50.423	50.423	50.423	50.423
평균 절대 오차(MAE)	374.818	.	374.818	374.818	374.818	374.818
최대 절대 오차(MaxAE)	3751.43	.	3751.43	3751.43	3751.43	3751.43
정규화된 BIC	5	.	5	5	5	5
정규화된 BIC	13.308	.	13.308	13.308	13.308	13.308

모형 적합

적합 통계량	백분위수				
	25	50	75	90	95
정상 R-제곱	.380	.380	.380	.380	.380
R-제곱	.971	.971	.971	.971	.971
제공근 평균제공오차(RMSE)	754.642	754.642	754.642	754.642	754.642
평균 절대 퍼센트 오차(MAPE)	5.057	5.057	5.057	5.057	5.057
최대 절대 퍼센트 오차 (MaxAPE)	50.423	50.423	50.423	50.423	50.423
평균 절대 오차(MAE)	374.818	374.818	374.818	374.818	374.818
최대 절대 오차(MaxAE)	3751.435	3751.435	3751.435	3751.435	3751.435
정규화된 BIC	13.308	13.308	13.308	13.308	13.308

모형 통계량

모형	예측자 수	모형 적합 통계량			
		정상 R-제곱	R-제곱	제공근 평균제곱오차(RMSE)	평균 절대 퍼센트 오차(MAPE)
Unitvalue-모형_1	0	.380	.971	754.642	5.057

모형 통계량

모형	예측자 수	모형 적합 통계량			
		정상 R-제곱	R-제곱	제공근 평균제곱오차 (RMSE)	평균 절대 퍼센트 오차 (MAPE)
Unitvalue-모형_1	0	.380	.971	754.642	5.057

### 모형 통계량

모형 적합 통계량

모형	평균 절대 오	최대 절대 퍼	최대 절대 오	정규화된	통계량
	차(MAE)	센트 오차 (MaxAPE)			
Unitvalue-모형_1	374.818	50.423	3751.435	13.308	5.500

### 모형 통계량

Ljung-Box Q(18)

모형	자유도	유의확률
Unitvalue-모형_1	17	.996

### 지수평활 모형 모수

모형	추정값	SE	t	유의확률	
Unitvalue-모형_1	변환 안 알파(수준 및 추 함 세)	.566	.053	10.775	.000

### 예측값

모형		2016	2017	2018	2019	2020
Unitvalue-모형_1	예 측	\$23,856.6	\$25,625.5	\$27,394.3	\$29,163.2	\$30,932.1
	값	1	0	9	8	7
	UCL	\$25,359.2	\$27,895.3	\$30,543.4	\$33,288.1	\$36,119.6
		9	4	3	4	5
	LCL	\$22,353.9	\$23,855.6	\$24,245.3	\$25,038.4	\$25,744.6

### 예측값

모형		2021	2022	2023	2024	2025
Unitvalue-모형_1	예 측	\$32,701.0	\$34,469.9	\$36,238.8	\$38,007.7	\$39,776.6
	값	6	5	4	3	2
	UCL	\$39,030.8	\$42,016.3	\$45,071.6	\$48,193.0	\$51,377.3
		8	4	1	1	9
	LCL	\$26,371.2	\$26,923.5	\$27,406.0	\$27,822.4	\$28,175.8

### 예측값

모형		2026	2027	2028	2029	2030
Unitvalue-모형_1	예 측	\$41,545.52	\$43,314.41	\$45,083.30	\$46,852.19	\$48,621.0
	값					8
	UCL	\$54,622.03	\$57,924.53	\$61,282.78	\$64,694.87	\$68,159.0
						8
	LCL	\$28,469.00	\$28,704.28	\$28,883.82	\$29,009.51	\$29,083.0

각 모형에서 예측은 요청한 추정 주기의 범위에서 결측이 없는 마지막 값 다음에 시작하고 모든 예측자의 결측이 없는 값의 마지막 주기 또는 요청한 예측 주기의 끝 날짜 중 먼저 나온 시점에서 끝납니다.



