

## 천연가스 정제를 위한 에탄제거 공정의 최적 설계

권혁태 · 오 민<sup>†</sup>

LG엔지니어링(주)

(1998년 1월 19일 접수, 1998년 3월 26일 채택)

## An Optimal Design of Deethanizer Column for Natural Gas Separation

Hyuk Tae Kwon and Min Oh<sup>†</sup>

LG Engineering Co., Ltd.

(Received 19 January 1998; accepted 26 March 1998)

### 요 약

본 연구는 새로운 공정 구조에 기초한 천연가스 처리 공정의 에탄제거탑 최적 설계에 대하여 수행하였다. 저온, 고압에서 초임계 상태에 이르는 저비점 유분들의 열역학적 성질을 정확히 구하기 위하여 Peng-Robinson 식의  $\alpha$  formulation 상수 값을 공정 및 운전 데이터를 사용하여 구하였다. 수정된 Peng-Robinson 식은 실험 자료와 비교하여 에러가 약 3% 미만으로 나타나 공정 모사에 적절히 사용될 수 있다. 기존의 공정과 제안된 최적 공정에 대하여 각각 공정 모사를 수행하였으며, pinch technology 기법을 사용하여 냉각 시스템의 에너지 절약에 대하여도 논하였다. 모사 결과를 바탕으로 각 공정에 대한 투자비를 US Houston Gulf Coast에 기초하여 산출하였으며 사용된 유틸리티 양에 따라 운전비용을 계산하였다. 위의 결과를 바탕으로 하여 두 공정간의 장단점을 비교 검토하였으며 제안된 공정이 기존의 공정에 비하여 투자비 측면에서 약 12.4%, 운전비는 약 10.2% 절감되는 것으로 나타났다.

**Abstract**—The research is carried out for the optimal design of deethaniser process for natural gas separation. In order to calculate physical properties of low boiling components in supercritical state at normal operating conditions, Peng-Robinson equations are modified based on the design and operating data. The physical properties from the modified Peng-Robinson equation shows less than 3% deviation comparing with actual design and operation data. Steady state simulation is performed for conventional deethanizer process as well as optimal deethanizer process using PRO/II. From the view point of energy saving, pinch technology is utilized to evaluate capacity of cold box system. Using the simulation results, capital cost for each process is evaluated based on US Houston Gulf Cost and operating cost is calculated in the basis of utility consumed. As a result, the capital cost and operating cost for the proposed process is reduced 12.3% and 10.2% respectively.

**Key words:** Natural Gas Separation, Optimal Design of Deethanizer, Pinch Technology, Super Critical Components, Simulation

### 1. 서 론

최근, 환경에 대한 중요성과 세계 각국의 그에 대한 규제가 더욱 강화되고 있어서 청정 에너지인 천연 가스가 전 세계의 에너지 소비에 차지하는 부분은 매년 증가하는 추세이다. 이에 따라 앞으로 천연 가스 정제 처리 시설은 전 세계적으로 지속적으로 늘어날 전망이다. 천연 가스의 상업적인 사용은 최초로 중국에서 수 세기 전부터 이루어졌으며, 그 이후에는 약 130년 전 미국에서 최초로 상업적으로 사용되었다. 초기에는 석탄을 이용한 제조 가스에 그 기원을 두고 있으며, 세계 제1차 대전 후에는 코우크스로부터 제조하였다. 1930년 이후에는 대규모 천연 가스 유전의 개발과 함께 장거리 파이프 라인을 통한 수송 기술의 개발 등으로 그 원천을 석유로 전환하였다. 제2차 세계대전 이후에는 제조 가스 원가의 급격한 상승 등

로 인해 산업의 경쟁력을 확보하게 되었다. 1991년 1월 1일 현재 세계 천연 가스 매장량과 가채 연수는 Table 1과 같다(OGJ[1]).

최근에는 천연 가스를 단지 연료로 사용하는데 그치지 않고 천연

Table 1. Proved reserves of natural gas(basis: January 1, 1991)

Area	Amount reserved (million bbl)	Percentage (%)	Availability (years)
North America	336.541	8.0	11.5
Mid/South America	169.540	4.0	67.0
Western Europe	175.265	4.1	27.0
Eastern Europe/Russia	1,619.000	38.5	60.5
Middle East	1,324.265	31.5	73.0
Africa	285.143	6.8	275.0
Asia-Pacific	298.561	7.1	68.0
Total	4,208.315	100.0	58.0

<sup>†</sup>E-mail: i28019@lgen.co.kr

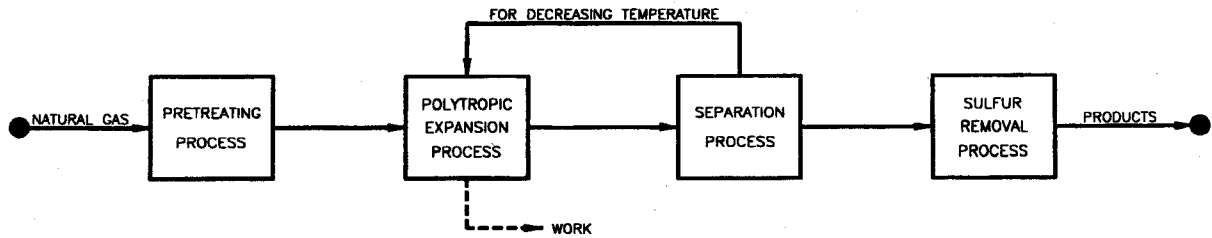


Fig. 1. Process diagram of natural gas separation process.

가스내에 여러 성분 등을 부가가치가 높은 생산물로 분리하여 연료 및 석유화학의 원료로 사용하는 천연 가스 정제 처리 시설이 점차 늘고 있다. 그러나 천연 가스의 정제 공정은 극저온과 고압에서 증류 조작에 의해 여러 성분들을 분리하는 공정이므로 운전시 에너지 소비가 많고 따라서 운전비와 투자비가 많이 소요된다. 따라서 이와 같은 운전비와 투자비를 절감하는 것이 본 공정의 운전 및 설계에 가장 중요한 당면 과제라 할 수 있다.

천연 가스 정제 처리 공정은 일반적으로 Fig. 1에 나타난 바와 같이 다음과 같은 4개의 단위 공정으로 구성되어 있다.

천연 가스의 전처리 공정은 주로 천연 가스내에 존재하는 금속분(주로 수은 혹은 arsenic)과 수분을 제거하는 공정이며 냉동 설비와 폴리트로픽 팽창 설비는 천연 가스를 분리하는 공정에 필요한 온도까지 떨어뜨리는 역할을 하며 이로 인한 온도의 강하는 전 분리 공정에 영향을 미치게 된다. 에탄, 프로판, LPG 그리고 천연 가솔린 회수 공정에서는  $C^{2+}$  분리탑, 재접촉탑, 에탄제거탑 그리고 프로판 제거탑 등의 증류탑을 거치면서 생산물을 생산하게 된다. 이 공정은 냉동 설비와 폴리트로픽 공정이 서로 연결되어 적절한 증류 온도를 유지하며 목적물의 분리를 수행하게 되어있다. 탈황 공정에서는 천연가스 내의  $H_2S$ , mercaptan( $R-SH$ )과 COS 같은 황 화합물을 제거한다.

위의 단위 공정 중 에탄과 프로판을 회수하는 공정은 분리 방법에 따라 분리 공정 전체의 물질 수지 및 에너지 수지가 바뀌게 되어 건설 투자비와 운전 비용에 큰 영향을 미치며 따라서 이들 공정에 대한 최적 설계는 매우 중요하다. 이와 같은 관점에서 본 연구에서는 에탄 제거탑의 최적 설계를 위한 새로운 공정 설계 방법을 제시하고 이에 따른 여러 영향에 대하여 논하였다. 이와 더불어 천연 가스 정제 처리 공정의 운전 조건은 저온과 고압에서 운전되므로 일부 성분은 초임계 상태를 나타낸다(Rousseau[2]). 이와 같은 공정의 공정 모사에 사용되는 초임계 성분들의 열역학적 성질이 기존의 상태 방정식으로 해석하기 어려운 점이 많으므로 여기에 대한 연구 또한 수행되었다.

## 2. 공정 설명

전처리 공정에서 천연가스는 두 개의 수평 구조의 용기로 구성된 필터분리장치(filter separator)에서 수분과 고체 입자가 제거된다. 상부의 용기에는 필터가 부착되어 수분 및 고체 입자를 제거하며, 하부의 용기는 제거된 수분을 저장하는 역할을 한다. 필터분리장치를 거친 천연가스는 금속분인 수은이 포함되어 있으며 수은 성분은 알루미늄의 판상 열교환기에 용합(amalgamation) 반응을 일으켜 알루미늄 판을 부식시킨다. 이러한 수은 성분은 황성탄이나 알루미늄에 황 화합물을 첨가한 흡착제가 충전된 충전층에서 화학적 흡착 공정을 통하여 제거된다. 흡착제는 두 개의 용기에 나누어져 하나의 용기에서 흡착이 이루어지는 동안 나머지 하나는 재생되는 과정을 통하여 운전된다. 수은이 제거된 천연 가스는 분자체(molecular sieve)가 충전된 용기를 거치면서 최종적으로 수분이 제거된다. 이와 같은 전처리 공정을 통하여 처리된 천연 가스는 다음 공정인 분리 공

정으로 들어가게 된다.

전처리 공정을 통하여 극소량의 수은과 수분이 제거된 천연 가스는 냉각부(cold box)를 거쳐, 원료 가스 분리기에서 약 43기압,  $-38^{\circ}C$ 의 조건에서 기상과 액상으로 분리되어 진다. 천연가스의 기상은 터보 팽창기(turbo expander)를 거쳐 30기압으로 떨어지며, 천연가스 ton/hr당 5.68 kW의 일을 생산하고 온도는 폴리트로픽 라인(polytropic line)을 따라 약  $-54^{\circ}C$ 로 떨어진다. 터보 팽창기를 거쳐 분리기에 적당한 온도까지 떨어진 천연가스의 저 비점 유분은 재접촉탑(recontact column)으로 들어가 에탄보다 가벼운 물질( $CO_2$ ,  $N_2$ ,  $CH_4$ )은 재접촉탑의 탑에서 sales gas로 생산되어진다. 재접촉탑에서는  $C^{2+}$  분리탑의 탑정 물질이 흡수제로 작용하여 에탄보다 고비점 성분은 다시 회수하는데 사용된다. 탑저로는 NGL(Natural Gas Liquid)가 생산되어 냉각부로 보내지며 약  $-18^{\circ}C$ 까지 온도가 올라가  $C^{2+}$  분리탑으로 보내진다. 이 재접촉탑은 약  $-60^{\circ}C$ 와 30 기압의 온도, 압력 조건에서 운전된다.

$C^{2+}$  분리탑에서는 메탄, 질소, 이산화탄소가 원료가스 분리기(feed gas separator)의 탑에서 생성된 물질과 재접촉탑에서 생성되는 NGL로부터 분리된다.  $C^{2+}$  분리탑의 탑저 생산물은 에탄을 제거하기 위하여 에탄제거탑으로 보내지며 운전 조건은 탑정의 온도가 약  $-17^{\circ}C$ , 탑저의 온도가 약  $90^{\circ}C$ 이며 압력은 40기압이다. 현재까지는 에탄의 제거를 위해 고온의 스팀을 이용한 단순 증류 방법이 그 주종을 이루어 왔다. 그러나 이와 같은 방법은 서론에서 언급된 바와 같이 증류탑의 운전이 매우 까다롭고 많은 에너지를 요구할 뿐 아니라 제거된 에탄의 냉각을 위한 냉각부의 설비 용량 또한 매우 커서 운전비와 투자비 측면에서 비경제적이다.

에탄제거탑에서 에탄 성분이 제거된 탑저 물질은 그 후의 분리를 위하여 프로판 제거탑(depropanizer column)으로 보내져 propane, butane, iso-pentane 그리고 가솔린으로 분리되며 최종 생산물들은 탈황 공정을 거쳐 각각의 저장 탱크로 보내진다. 황 제거 공정은 분자체로 가득찬 탑을 통과시키면서 주로  $H_2S$ 를 제거한다. 일반적으로 에탄제거탑의 이후 공정은 주 생산물과 천연 가스의 조성에 따라서 달라지게 된다(Crum과 Dryer[3]).

## 3. 에탄 회수 공정의 설계 방법

### 3-1. 기존의 방법(Scheme D)

기존의 에탄제거공정은 고압, 저온 상태의 물질을 증류하여 탑정으로  $C^{2+}$  성분을 분리하는 공정으로 에탄은 기상으로 생성된다. 이러한 공정은 증류를 위하여 탑저에 재비기(reboiler)가 부착되어 있으며, 탑정에는 응축기(condenser)가 부착되어 있다. 탑정에서의 압력은 33기압, 온도는 약  $19^{\circ}C$ 정도이며 응축기의 온도는  $15^{\circ}C$ , 재비기의 온도는  $93^{\circ}C$ 이다. 탑정에서 생산된  $15^{\circ}C$ 의 기체 상태의 에탄 생산물은 냉각부로 보내져 고온 흐름(hot stream)과의 열교환을 통하여 온도가 상온( $25^{\circ}C$ )까지 올라간다. 이는 에탄 생성물이 냉각부내의 냉매 역할을 한다고 볼 수 있으며 온도 차에 해당하는 현열 만큼의

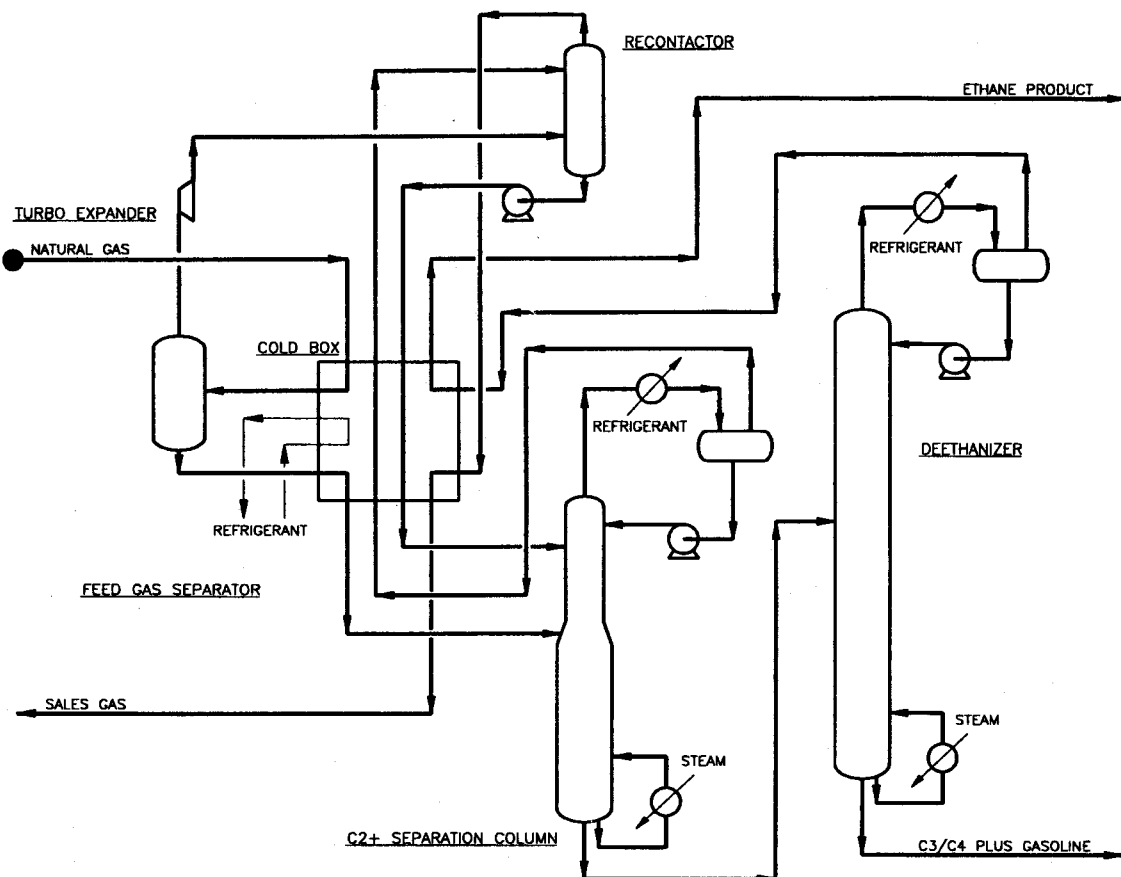


Fig. 2. Scheme I: Conventional process scheme.

냉매 사용량을 줄일 수 있다. 그러나 이 열량은 매우 적으므로 실제적으로 냉각부내의 냉매 사용량을 줄이는데 큰 영향을 미치지 않는다.

이와 같은 단점을 보완하기 위한 하나의 방법으로 에탄을 에탄제거탑의 탑정에서 액상으로 생산하는 것을 생각할 수 있다. 이 경우 에탄제거탑의 운전 압력을 약 40기압까지 올려야 하며 이로 인하여 에탄제거탑의 두께가 늘어나며 재질인 탄소강(carbon steel)의 사용량이 증가하므로 설비 투자비가 증가하게 된다. 공정 운전의 관점에서 고압 운전으로 인한 운전비가 증가되며 탑의 압력이 수렴압력(convergence pressure)에 가까이 접근하기 때문에 에탄 분리에도 여러 가지 문제점이 생기게 된다(Gas Processors Assoc.[4]). 운전 압력이 수렴 압력에 가깝다는 것은 실제로 임계압력에 가까워 진다는 것을 의미하므로 기상과 액상 사이에 구분이 뚜렷해지지 않는다. 이로 인하여 기액 평형이 유지되기 어려우므로 증류에 의한 분리 방법이 어려워지게 된다.

### 3-2. 새로운 설계 방법(Scheme II)

일반적인 증류 공정이 하나의 에탄제거탑에서 에탄을 분리하는 반면(Scheme I), Fig. 3에 보여지는 바와 같이 새로운 분리 공정에서는 에탄제거탑을 하부탑과 상부탑의 두 부분으로 나누어 하부탑은 탈거(stripping) 공정을, 상부탑은 흡수(absorption) 공정을 통하여 에탄을 분리하게 된다.

에탄제거탑의 원료인  $C^{2+}$  분리탑의 탑저 생산물은 에탄제거탑의 하부탑인 탈거 부분으로 유입되어 저비점 유분이 탈거된다. 이 탈거탑의 운전 압력은 약 33기압이며 탑정의 온도는  $67^{\circ}\text{C}$ , 탑저 온도는  $108^{\circ}\text{C}$ 이다. 탈거탑의 상부에는 중간 응축기가 설치되어 있다. 이때의 응축온도는 약  $60^{\circ}\text{C}$ 정도이며 따라서 중간 응축기를 위해 공기나 냉각수와 같은 값싼 냉매를 사용할 수 있다. 따라서 냉각 설비 전체

를 낮은 온도로 냉각시키기 위한 값비싼 냉매를 사용하는 기존의 공정(Scheme I)보다 훨씬 저렴한 가격의 운전비로 에탄을 제거할 수 있다. 탈거탑의 또 다른 원료는 에탄제거탑의 상부탑인 흡수탑의 탑저 물질이다. 이 탑저 물질 역시 탈거탑에서 저비점 유분이 탈거되어 상부탑인 흡수탑으로 들어가게 된다.

에탄제거탑의 상부탑인 흡수탑의 원료는 에탄제거탑의 하부탑에 환류 용기의 기상 흐름이다. 이 성분 중의 고비점 유분들은  $C^{2+}$  유분에 흡수되어 환류 용기를 통하여 하부탑인 탈거탑으로 보내진다. 탈거탑에서 저비점 유분은 다시 탈거되어 상부탑으로 보내지며, 나머지는 하부탑의 탑저 물질로 생산되어 진다. 이와 같이 에탄제거탑 안에서 탈거와 흡수가 반복적으로 일어나므로 분리에 대한 효율은 증대된다. 흡수탑의 운전 압력은 32기압이며 탑정의 온도는  $18^{\circ}\text{C}$ , 탑저 온도는  $50^{\circ}\text{C}$ 이다. 흡수탑의 탑정 기상 흐름은 응축기를 통과 하면서 전부 액상으로 응축되어 진다. 응축물은 흡수탑의 환류 용기에 유입되고 일부는 다시 흡수탑으로 환류되어지고 나머지는 에탄 생산물로 생산되어 진다. 이때의 에탄 생산물은  $15^{\circ}\text{C}$ 의 액상으로 생산되어지고 냉각부로 유입되어 상온의 기상으로 변하게 된다. 이때 에탄 생산물이 액상에서 기상으로 변할 때 필요한 만큼의 잠열을 흡수하게 되며, 냉각부내의 다른 흐름에 온도를 낮추게 되어 냉각부 냉매의 사용량을 현저히 줄일 수 있다.

## 4. 결과 및 고찰

본 연구를 위한 대상 공정으로 상업공정의 가장 일반적인 경우인 350 MM SCFD의 천연가스를 처리하는 규모를 선택하였으며, 실제 설계 및 조업 데이터는 현재 동남아에서 운전되고 있는 공장의 운전

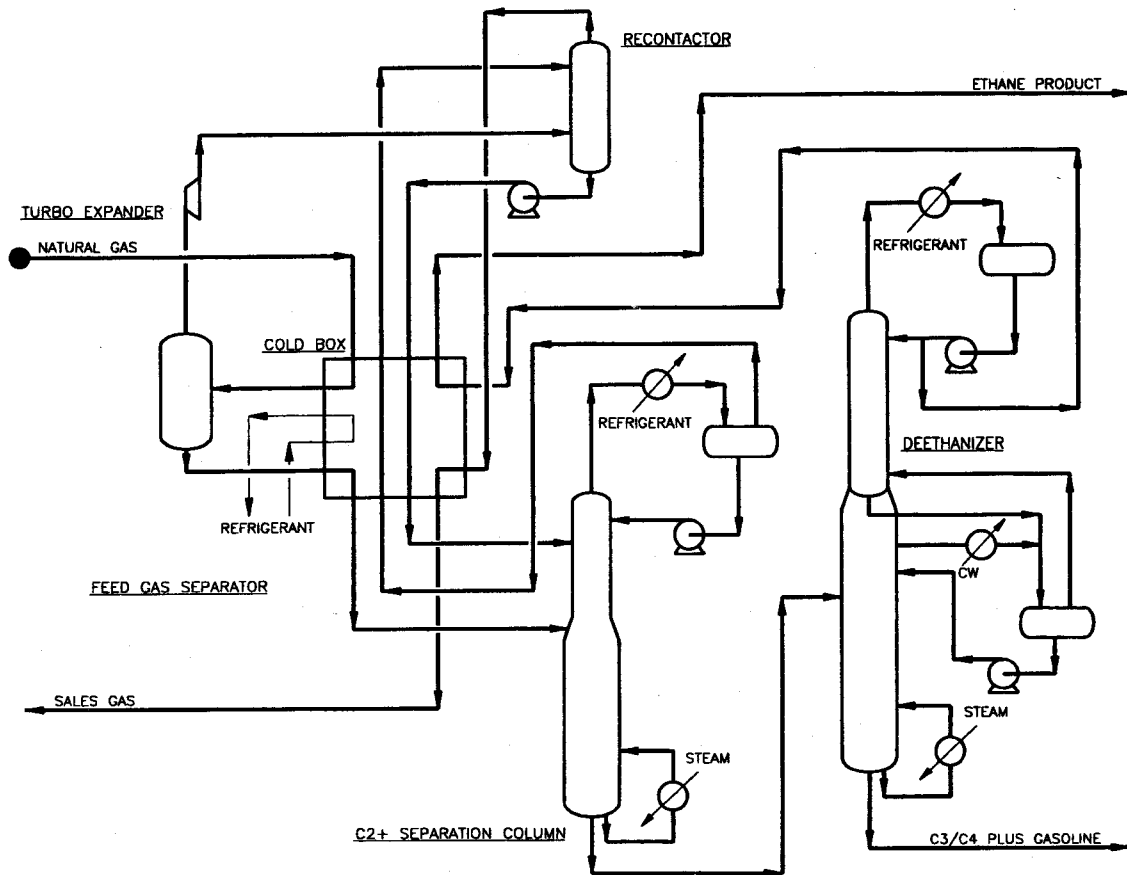


Fig. 3. Scheme II: Developed process scheme.

데이터를 사용하였다. 공정 모사 및 해석을 위하여 사용된 천연가스의 조성은 Table 2와 같다. 새로운 설계 방법에 있어서도 같은 처리 용량의 공정을 기준으로 하였으며 사용된 자료 역시 같은 것을 사용하였다.

에탄제거탑의 크기(sizing) 및 내부 설계(rating)는 주어진 공정 조건하에서 공정 모사와 Glitsch사의 Design Manual(Glitsch[5])에 의거하여 계산되었다. 계산된 결과, Scheme I의 에탄제거탑의 크기는 지름이 3,353 mm이고 높이는 54,100 mm로 나타났다. 탑의 내부는 55단의 밸브 단으로 구성되어 있으며 단간의 거리(tray spacing)는 610

mm이다. 액상 흐름은 2 pass이며 각 단당 기상 흐름의 압력 강하는 약 0.01기압이다. Scheme II의 에탄제거탑의 전체 높이는 Scheme I과 같으며(54,100 mm) 지름은 흡수탑의 경우 1,910 mm, 탈거탑은 3,250 mm이다. 탑 안의 액상 흐름은 흡수 공정에는 1 pass, 탈거 공정은 2 pass이다. Scheme II의 경우에도 밸브 단을 사용하였으며 흡수 공정은 13 단, 탈거 공정은 42 단으로 이루어져 있다. 단당 기상 흐름의 압력 강하는 Scheme I과 같은 0.01기압을 나타낸다. 두 경우 모두 시운전이나 종료운전시 정상 운전 용량의 약 40% 정도로 운전되어야 하므로 운전 범위가 넓은 밸브 단을 사용하였다. 여러 다른 장치에 대한 크기에 대하여 Table 3에 기술하였다.

Scheme I과 Scheme II의 공정 모사를 위하여 PRO/II(Simulation science[6]) 모사기를 사용하였다. 공정 모사는 설계 조건하에서 정상 상태에 대하여 수행하였으며 초임계 성분에 대한 열역학적 성질을 정확한 예측을 위하여 4-1절에 나타난 바와 같이 Peng-Robinson 식을 수정하여 사용하였다. 냉각부에서의 열효율 및 에너지 절감 효과를 계산하기 위하여 pinch technology에 기초한 Linhoff March사의 SuperTarget™(Linhoff March[7]) software를 사용하였다. Scheme I과 Scheme II의 각 주요장치의 투자비는 Icarus사의 IPE™(Icarus[8]) software를 사용하였으며 US Houston Gulf Cost를 기준으로 하여 계산하였다. 운전비는 필요한 유틸리티의 양을 공정모사를 통하여 계산하고 이에 대한 원단위를 반영하여 계산되었다.

#### 4.1. 천연가스 정제 처리 공정의 상평형

천연가스 정제 처리 공정은 제2절의 “공정 설명”에서 기술한 대로 주로 저온, 고압에서 운전되므로 일반적인 상태 방정식으로는 정확한 열역학적 성질을 예측하기 어려우며 따라서 실제 운전되는 자료로부

Table 2. Composition of natural gas

Component	Composition, mol%
CO <sub>2</sub>	13.52
N <sub>2</sub>	1.60
CH <sub>4</sub>	68.95
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8.69
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	4.62
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.07
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.94
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.28
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.17
C <sub>6</sub>	0.12
C <sub>7+</sub>	0.04
H <sub>2</sub> O	Note 1

Note 1. Max. 7 lb/MM SCF

2. Mercury: 0.04 microgram/Nm<sup>3</sup>.

Table 3. Comparison of equipment size of each process scheme

Process scheme	Scheme I	Scheme II
<b>Columns</b>		
Deethanizer column(TT×ID), mm	54,100×3,353	54,100×1,910/3,250
<b>Heat Exchangers</b>		
Overhead condenser duty, mmkcal/hr	5.20	4.02
Reboiler duty, mmkcal/hr	6.47	6.21
Inter-condenser duty, mmkcal/hr	—	1.93
<b>Vessels</b>		
Deethanizer OVHD accumulator, m <sup>3</sup>	23	17
Deethanizer Inter-condenser accumulator, m <sup>3</sup>	—	20
<b>Pumps</b>		
Deethanizer OVHD reflux pump, m <sup>3</sup> /hr	226	171
Deethanizer Inter-reflux pump, m <sup>3</sup> /hr	—	209
Refrigeration system		
Refrigeration package, mmkcal/hr	8.80	6.63

터 얻어진 값과는 매우 다른 값을 가진다(Denton과 Rule[9], White [10]). 특히, 재접촉탑(recontact column)의 경우, CO<sub>2</sub>와 메탄을 흡수 공정을 거쳐 제거하는데, 이를 모델링하기 위해서는 정확한 상평형 자료가 필수적이다.

따라서 공정 모델링 및 모사에 사용되는 상평형 자료를 얻기 위하여 아래와 같은 Peng-Robinson 식(Reid 등[11], Peng과 Robinson[12], Kwak과 Anderson[13])을 저온, 고압에 적합하도록 수정하여 사용하였다.

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (1)$$

$$A = \frac{aP}{R^2T^2} \quad (2)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (3)$$

$$a = 0.45724 \left[ \frac{R^2T_c^2}{P_c} \right] \alpha \quad (4)$$

$$\alpha^{1/2} = 1 + m(1 - T_r^{1/2}) \quad (5)$$

$$b = 0.0778 \left[ \frac{RT_c}{P_c} \right] \quad (6)$$

위의 일반적인 Peng-Robinson 상태 방정식 중 식 (5)는 분자간의 인력을 고려한 온도의 함수이다. 상태 방정식의 정확도는 이  $\alpha$  formulation에 매우 크게 좌우되며 따라서 본 연구에서는 저온, 고압에서의 초임계 성분(CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>)에 잘 맞도록  $m$  값을 수정하였다.  $m$  값은 현재 운전 중인 공정 자료와 GPA Data(Gas Processors Assoc.[4])를 참조로 하여 회귀 분석법을 사용하여 수정하였다. 초임계 성분의  $m$  값들은 Table 4와 같다. 이와 같이 구하여진 열역학적 자료를 사용하여 공정모사를 수행한 결과 실제 운전자료와의 오차가 매우 작음(약 3%)을 알 수 있었다.

#### 4-2. 에탄제거탑 안의 액상 흐름과 기상 흐름

Table 4. Value of  $m$  for supercritical components

Components	T <sub>c</sub> , °K	P <sub>c</sub> , bar	m
CO <sub>2</sub>	304.19	73.82	0.7165
Nitrogen	126.25	33.94	0.4435
M-Ethan	190.55	46.00	0.3907
Ethane	305.45	48.84	0.5241

Fig. 4와 5에 탑내에서 액상과 기상의 흐름을 나타내었다. 증류탑 설계시 탑내의 기상과 액상의 흐름은 압력 강하, 탑내의 jet flooding percent, 단간거리 등과 같은 유압 계산(hydraulic calculation)을 계산하는데 필수적이며 따라서 탑내부 설계 및 용량의 결정에 매우 중요한 요소이다(Kister[14]).

Fig. 4의 경우 탑의 상부 층(1-13단)에서의 Scheme II의 액상의 흐름은 Scheme I의 약 60%에 불과하다. 또한 Fig. 5의 기상 흐름의 경우에도 Scheme II가 Scheme I의 약 64%이다. 이와 같은 결과를 반영하여 Scheme II의 상부 탑(흡수탑)을 설계하면 내부직경(inner diameter)이 1.91m이며 Scheme I의 3.253m와 비교하여 약 58%로 나

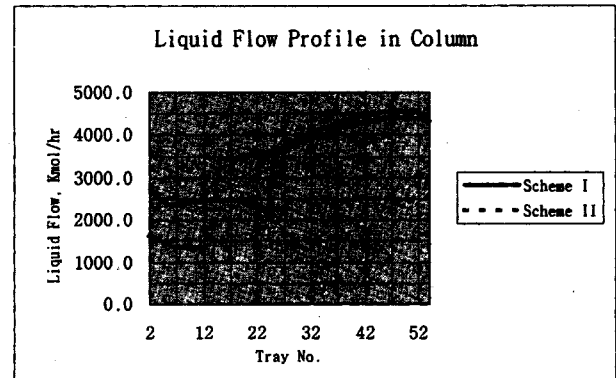


Fig. 4. Liquid flow profile in deethanizer column.

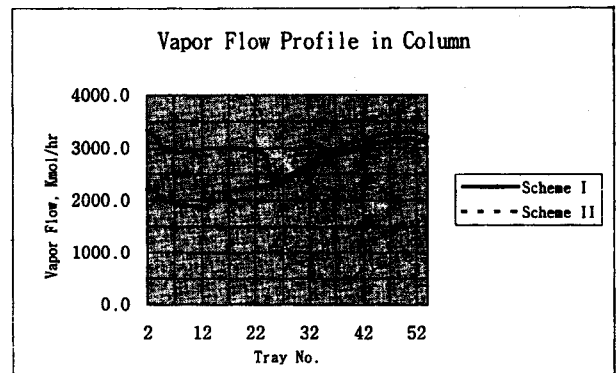


Fig. 5. Vapor flow profile in deethanizer column.

Table 5. Comparison of equipment cost of each process scheme  
(Unit: 1,000 US\$)

Process scheme	Scheme I	Scheme II
Deethanizer column	1,126	825
Overhead condenser	322	276
Reboiler	234	233
Inter-condenser	-	56
Deethanizer OVHD accumulator	87	66
Deethanizer Inter-condenser accumulator	-	101
Deethanizer OVHD reflux pump	66	55
Deethanizer Inter-reflux pump	-	29
Refrigeration package	950	800
Total	2,785	2,441

타난다. Scheme II의 액상과 기상의 흐름이 Scheme I과 비슷하거나 같은 탈거탑의 경우(14-55단)는 Scheme I과 같은 기준으로 설계할 수 있다. 따라서 Scheme II의 경우 흡수탑의 지름을 작게 하고 탈거탑의 지름은 원래의 Scheme I의 경우와 크기가 같게 하여 탑 전체의 제작 단가를 줄일 수 있다. Table 5<sup>6)</sup>에 나타난 바와 같이 US Houston Gulf Cost을 기준으로 하였을 때 Scheme I의 경우 에탄제거탑의 제작 단가는 1,126,000 US\$이며 Scheme II의 경우는 825,000 US\$로 투자비를 약 26.7%를 절감할 수 있다.

이와 같은 새로운 Scheme은 투자비의 측면뿐 아니라 공정 운전비의 절감에도 기여한다. Fig. 4와 5에서 보는 것과 같이 Scheme II의 경우, 탑 상부에서 기상과 액상 흐름이 작으며 이는 분리에 필요한 환류비 역시 작다는 것을 의미한다. 이에 따라 탑정 생성물의 순환과 탑정 응축기의 운전을 위한 에너지와 비용이 Scheme I에 비하여 상당히 절감된다. 상기 Fig. 5에서 보는 바와 같이 특히 원료 단의 위에서의 기상 흐름과 액상 흐름의 양이 Scheme I과 비교하여 매우 작다는 것을 알 수 있다. 일반적으로 고압의 증류공정은 성분들간의 평형상수의 값 차이가 작으므로 증류에 의한 분리가 비효율적이며 이러한 경우에는 흡수공정이 훨씬 뛰어난 성능을 나타낸다(Gas Processors Assoc.[4]).

#### 4-3. 에너지 회수 및 절감

에탄제거공정을 통한 에탄 최종 생성물은 기상의 상태로 저장된다. Scheme I은 에탄제거탑의 탑정 생성물이 기상으로 생성되어 냉각부에서 고온 흐름(hot stream)과 열 교환이 이루어진 후 저장된다. 이 경우 최종 생성물의 현열만이 열교환에 사용된다. Scheme II의 경우는 탑정 생성물이 액상으로 생성되어 액상에서 기상으로 바뀌는 잠열과 현열이 고온 흐름과의 열교환에 이용되며 따라서 냉각부에 공급되는 냉매 설비의 용량이 줄어들게 된다. 실제로 Scheme I에서의 현열의 값은 0.32 mmkcal/hr이고, Scheme II에서의 잠열의 값은 1.31 mmkcal/hr로 약 4배의 차이가 나며 그에 상응하는 에너지를 줄일 수 있다.

Fig. 6과 7은 Scheme I과 Scheme II의 에탄제거탑의 탑정 생성물과 고온 흐름과의 열교환을 고려한 후, Heat Composite Curve를 그린 것이며 Fig. 6-7에서 보는 바와 같이 Scheme I에서는 약 3.60 mmkcal/hr의 열량을 제거하기 위하여 그에 상응하는 냉동 설비가 필요하고, Scheme II에서는 약 2.61 mmkcal/hr의 열량을 제거하기 위한 냉동 설비가 필요하게 된다.

주: (1) Table 5에 나타난 투자비는 에탄제거탑과 그 주위의 공정에 대한 투자비 절감에 중점을 주어 비교한 것으로 전 처리공정, 폴리트로픽 팽창공정, 에탄제거 공정을 제외한 분리공정 그리고 탈황공정의 투자비는 제외하였다.

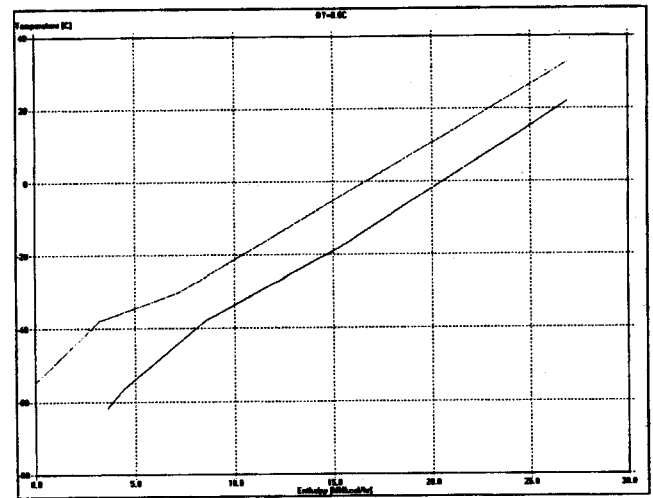


Fig. 6. Heat composite curve in the cold box(Scheme I).

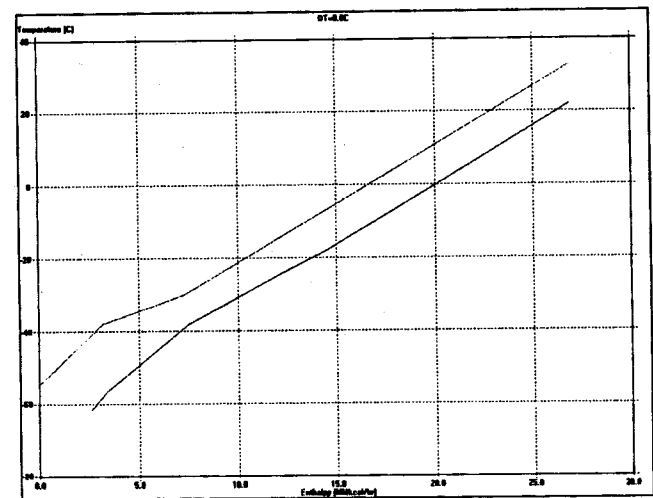


Fig. 7. Heat composite curve in the cold box(Scheme II).

Table 5에 나타난 바와 같이, 냉동 설비에 대한 투자비의 측면에서 Scheme I의 경우 950,000 US\$, Scheme II는 800,000 US\$가 소요되어 Scheme II가 약 15.8%의 투자비를 절감할 수 있다. 냉동부에 대한 연간 운전비는 Table 6<sup>6)</sup>에 나타난 바와 같이 Scheme I에서는 1,320,000 US\$/년이며, Scheme II는 995,000 US\$/년가 소요되어 Scheme II가 약 24.6% 정도 운전비를 줄일 수 있다. 이는 액상의 에탄 생성물의 냉매로서의 효과가 투자비 및 운전비에 매우 큰 영향을 준 것임을 알 수 있다.

Table 6. Comparison of operation cost of each process scheme  
(Unit: 1,000 US\$/Year)

Operation cost	Scheme I	Scheme II
Heating cost	971	932
Cooling cost(Cooling water)	-	29
Cooling cost(Refrigerant)	1,320	995
Miscellaneous	978	978
Total	3,269	2,934

주: (2) Table 6에 나타난 운전비는 에탄제거탑과 그 주위의 공정에 대한 국한한 것으로 전처리 공정을 비롯한 전체 천연가스 분리 공정의 운전비와는 다르다.

#### 4-4. Scheme I과 Scheme II의 투자비 및 운전비 비교

천연가스 정제 처리를 위한 주요한 기기들의 용량을 Table 3에 나타내었으며 그에 대한 투자비 및 운전비는 자기 Table 5와 6에 나타내었다. 제4-2에서 이미 논의된 바와 같이 Scheme II의 경우 에탄제거탑 상부에서의 액상/기상 흐름이 작아지므로, Scheme I에 비하여 탑의 크기가 많이 작아지게 되며 투자비 또한 감소하는 것을 알 수 있다. 이는 탑 상부층의 환류 및 에탄의 생성에 관련되는 탑정 응축기, 탑정 저장탱크, 환류 펌프와 같은 장치들의 용량과 투자비에도 영향을 미치게 된다. Scheme II의 경우 중간 냉각기를 설치하였으므로 Scheme I과 비교하여 추가적인 투자비와 운전비가 예상되나 이에 대한 투자비는 85,000 US\$로 전체 투자비의 약 1%에 지나지 않으며 공기 냉각 방식을 사용하므로 운전비는 거의 무시할 수 있다. 냉각 시스템의 경우 Scheme II의 액상의 탑정 생성물이 열교환을 위해 이용되므로 용량이 감소되어 투자비를 줄일 수 있을 뿐 아니라 냉매를 생산하는 운전비 역시 줄일 수 있다.

총 투자비용의 경우 Scheme I과 Scheme II가 각각 2,785,000 US\$와 2,441,000 US\$이며 새로운 공정 구조에 바탕을 둔 Scheme II의 투자비가 약 12% 절감됨을 알 수 있다. 이 투자비 비교는 냉각부, 제어 밸브 등은 제외되어 있어 실제로는 더 큰 투자비 절감 효과를 거둘 수 있을 것으로 사료된다. Scheme I과 Scheme II의 연간 운전비를 비교하면 비용은 각각 3,269,000 US\$/년이며, Scheme II에서는 2,934,000 US\$/년가 소요되어 Scheme II가 약 10.2% 정도 운전비를 줄일 수 있다. 이 운전비의 차이는 Table 6에서 보는 바와 같이 냉매에 의한 운전비 차이가 결국 전체에 운전비를 차이를 나타냄을 알 수 있다. 이것은 냉매에 의한 운전비가 상대적으로 아주 높으므로 이러한 결과를 가져오게 되는 것이다. 본 연구에서 나타난 바와 같이 에탄제거탑과 같이 운전비가 투자비에 비하여 매우 큰 공정에서는 에너지 절감을 위한 설계 전략이 필수적이다. Table 6의 기타(Miscellaneous) 항목은 전력 비, 펌프 등에서 필요로 하는 냉각수 사용비, heat tracing 등에 필요로 하는 운전비 등이다.

### 5. 결 론

천연가스 처리 시설은 청정 에너지원으로써 천연가스의 사용이 점차 증가함에 따라 그 중요성이 강조된다. 따라서 본 연구에서는 천연가스의 처리 용량이 350 MM SCFD인 공정에 대하여 새로운 공정 Scheme을 제안하고 이에 따라 에탄제거탑의 최적 설계를 수행하였다. 기존의 방법에서 에탄은 단일 증류탑에서 제거가 되는데 반하여, 새로운 방법에서는 에탄제거탑이 흡수탑과 탈거탑의 두 부분으로 나뉘어 흡수탑에서 에탄이 액체의 상태로 제거되어 진다. 제안된 방법과 기존의 방법에 의거하여 설계된 에탄제거탑에 대하여 각각 공정 모사를 수행하고 이에 대한 결과를 비교하였으며 US Houston Gulf Cost를 기준으로 투자비를 산출하고 운전비를 계산하였다.

제안된 에탄제거탑의 흡수탑에서의 액상과 기상 흐름의 양이 기존 공정의 상부층에 비하여 약 40% 가량 작으며 탈거탑의 경우는 거의 같은 것으로 나타났다. 이에 대한 총 투자비를 비교한 결과, 제안된 공정이 12.4%, 운전비의 경우 10.2% 저렴한 것으로 나타났다. 본 공정은 저온, 고압에서 운전되므로 저비점 유분들은 초임계 상태

에 있게 된다. 이와 같은 초임계 성분들의 공정 모사 시 열역학적 성질을 정확히 예측하기 위하여 Peng-Robinson 식의  $\alpha$  formulation 상수 값을 공정 데이터를 사용하여 구하였다. 수정된 Peng-Robinson 식은 실험 운전 자료와 비교하여 에러가 약 3% 미만으로 나타났다.

또한 위의 두 공정에 대하여 냉각부에서의 에너지 소모 및 절약을 pinch technology 기법을 사용하여 계산하였다. 새로운 공정에서는 15 °C 액상 에탄제거탑의 탑정 생산물이 냉매로 사용되어 기상의 최종 목적물이 냉매로 작용하는 기존의 방식에 비하여 냉각 장치의 투자 규모를 약 15.7% 줄일 수 있었으며 따라서 냉각 장치에 대한 투자비 및 운전비가 각각 15.7%, 24.6% 감소함을 알 수 있다.

### 사용기호

- A : dimensionless parameters for equation of state
- B : dimensionless parameters for equation of state
- P : pressure [atm]
- $P_c$  : critical pressure [atm]
- T : temperature [°K]
- $T_c$  : critical temperature [°K]
- $T_r$  : reduced temperature [ $T/T_c$ ]
- Z : compressibility factor
- R : gas constant

### 참고문헌

1. Oil & Gas Journal Cedigas 1991 survey(1992).
2. Rousseau, R. W.: "Handbook of Separation Process Technology", Wiley & Sons, Inc., 256(1987).
3. Crum, F.S. and Dryer, J.K.: *Oil & Gas Journal*, July 25, 94 (1994).
4. Gas Processors Association: "Engineering Data Book", Section 25 (1994).
5. Glitsch: "Ballast Tray Design Manual", Dallas(1989).
6. Simulation Science Inc.: "PRO/II ver 3.2", Steady State Simulator, Houston(1992).
7. Linhoff March Inc.: "SuperTarget ver 3.108, Optimization using Pinch Technology", UK(1994).
8. Icarus Co.: "Icarus Process Evaluator", Costing & Sizing program, Maryland(1995).
9. Denton, R. D. and Rule D. D.: *Energy Prog.*, 5, 40(1985).
10. White, R. R. and Brown, G. G.: *Ind. Eng. Chem.*, 37, 1162(1942).
11. Reid, R. C., Prausnitz, J. M. and Poling, B. E.: "The Properties of Gases and Liquids", McGraw-Hill, New York(1988).
12. Peng, D. Y. and Robinson, D. B.: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 15, 59(1976).
13. Kwak, C. and Anderson, T. F.: *Korean J. Chem. Eng.*, 8, 88(1991).
14. Kister, H. Z.: "Distillation Design", McGraw-Hill, New York(1992).