

## 원유증류공정의 최적 설계

### 2. 최적 운전 조건의 결정

서정원 · 김석준 · 김경현 · 오 민<sup>\*†</sup> · 이태희

연세대학교 화학공학과

<sup>\*</sup>국립한밭대학교 화학공학과

(1999년 2월 23일 접수, 2000년 5월 30일 채택)

## An Optimal Design of Crude Distillation Unit

### Part 2. Optimal Operating Conditions

Jung Won Seo, Suk Joon Kim, Kyung Hyun Kim, Min Oh<sup>\*†</sup> and Tae Hee Lee

Department of Chemical Engineering, Yonsei University, Seoul, Korea

<sup>\*</sup>Department of Chemical Engineering, Hanbat National University, Taejeon, Korea

(Received 23 February 1999; accepted 30 May 2000)

## 요 약

본 연구에서는 에너지 소비가 큰 원유증류공정을 대상으로 한 최적설계의 일환으로 장치비용과 운전비용을 최소화하도록 공정의 최적 운전조건을 구하였다. 증류공정은 각 단위공정 사이에 상호연관성이 매우 크므로 각각의 단위공정에 대한 최적화를 수행한 기존의 방법과는 달리, preheat train, 상압 및 감압 증류탑과 경질 납사 안정기 등의 전체 증류공정을 대상으로 하여 동시에 최적화 작업이 수행되었다. 이를 통하여 pumparound 열량, 탑의 압력, 원유 예열공정의 온도 및 압력 등을 구하였으며 최적화의 결과치를 기존 공정의 경우와 비교하였다. 최적화의 경우 원유예열공정에서 약 20,000,000 Kcal/h의 에너지 절감을 가져올 수 있었으며, 연간비용을 목적함수로 고려하여 최적화 한 결과 연간비용은 10,649,000 US\$/y에서 9,185,230 US\$/y로 감소하여 14%의 비용을 절감할 수 있었다.

**Abstract** – This paper considers the optimal operating conditions to minimize the annual capital and operating cost of a crude distillation unit, which consumes enormous energy. Reflecting on the complexity of intervention and interconnection among each unit, optimization task was carried out for the whole crude distillation unit including preheat train, atmospheric/vacuum distillation column, light naphtha stabilizer, etc. Optimization results were compared with those from commercial plant of which capacity is 150,000 BPSD. From this comparison, we can save 20,000,000 Kcal/h in the optimal case. It is also concluded that annual capital and operating cost was reduced from 10,649,000 US\$/ to 9,185,230 US\$/y, which is equivalent to 14% cost saving.

**Key words:** Optimal Design, Crude Distillation, Operating Condition, Optimization

## 1. 서 론

제1부[1]에서는 원유증류공정 최적설계의 일환으로 150,000 BPSD의 원유증류공정 중 상압 증류탑과 경질 나프타 안정기의 최적 원료단의 결정, pumparound 및 condenser duty의 최적화에 대하여 논하였다. 이와 같은 최적화 작업으로 탑의 크기를 줄일 수 있었으며, 에너지 절감에도 큰 효과를 가져올 수 있었다. 제2부에서는 제1부에서 수립된 기존 공정 구조의 틀 안에서 에너지 소비의 감소를 통하여 공정의 비용을 최소화 하고자 하였다. 이는 제1부에서 논의된 증류공정에 대한 최적화 문제 유형[2] 중 최소 비용 혹은 최소 에너지 사용으로 최적 운전 조건을 결정하는 문제에 속하는 것으로 비선형 계획법(NLP) 문제이며,

원유증류공정 전체를 동시에 최적화 하고자 하였다. 증류탑의 원료 도입단은 제1부에서 구하여진 최적 도입단을 적용하여 원유증류공정 전체에 대한 최적 운전 조건을 찾았다. 원료 도입단을 바꾸는 문제는 공정의 설비를 바꾸는 문제이며 운전 조건의 개선은 설계의 시작단계에서 뿐 아니라, 기존 설비에 대한 변경을 가하지 않으며 행할 수 있는 개선 방법이다. 따라서 이 두 가지 방법의 결합을 통하여 신 공정의 설계 시의 최적설계는 물론 기존 공정의 성능을 개선하는 데에 기여할 수 있다.

Nelson[3]과 Watkins[4]에 따르면 원유증류공정의 일반적인 설계 절차는 상압, 감압 증류탑 및 안정기를 먼저 설계하고 열교환기망을 설계하는 것이다. 여러 열교환기가 복잡하게 교차하는 열교환기망의 설계 과정에서 증류탑에 대한 수정이 불가피하게 되며, 이와 같은 과정은 원하는 결과에 근접할 때까지 계속적으로 반복하는 것이 현재까지의 설계 방법이었다. 이와 같은 방법론에 의거하여 최적의 설계를 이루는 것

<sup>†</sup>E-mail: minoh@hanbat.ac.kr

은 실제적으로 기대하기 어려우며, 따라서 여러 증류탑들과 열교환망을 포함한 공정 전체의 동시 설계에 대한 필요성이 절실히 요구되었다. 최근 공정시스템 분야에 있어서의 괄목한 만한 발전으로 이와 같은 작업이 가능하게 되었으며, 분리 공정과 에너지 문제의 통합 설계를 위한 노력이 계속되고 있다. Wehe와 Westerberg[5]는 에너지 소비를 줄이는 방법으로 stream bypassing을 고려하였고, Kaibel 등[6]이 열 및 물질 교환간의 상호작용을 고려하여 열역학적으로 이상적인 경우로부터 시작하는 단계적 접근법을 제안하였다. Duran과 Grossmann[7]은 미분 불가능한 함수를 곡선화 하여 최적화와 열교환기망 합성을 동시에 수행하였다. Bagajewicz[8, 9]과 Liebmann 등[10]은 원유증류공정에 대한 에너지 절감 문제를 다루었다.

그러나 최근까지의 연구는 주로 각각의 단위 공정에 대한 설계방법에 대해 집중적으로 수행되어 왔으며 열교환기망과 증류탑을 비롯한 원유증류공정 전체를 고려한 체계적인 설계기술의 개발에 대해서는 주목할 만한 실적이 없는 것이 현재의 상황이다. 이는 상압증류공정이 recycle, 열교환기를 통한 열교환 등으로 긴밀히 상호 연관되어 있다는 사실을 감안할 때, 통합적 설계기술의 개발의 중요성은 더욱 더 부각된다. 원유증류공정의 비용절감의 상당부분은 원유를 가열, 분리하기 위하여 투입되었던 에너지를 열교환기망을 통하여 다시 회수하여 원유에 투입하는 원유열교환공정에서의 에너지 회수율을 높임으로써 이루어진다. 이와 같은 관점에서, 기존공정은 주탑에서 열교환을 위하여 설치된 pumparound의 유량이 최적화 되지 못하였으며 이로 인하여 원유와의 열교환을 통한 에너지 회수율이 낮았다. 따라서 본 논문에서는 제1부에서 최적화작업을 통하여 구한 최적 원료단을 기조로 하여, 상압 및 감압 증류공정의 pumparound의 유량과 운전 압력, 최적 공급단의 위치 등을 주요 운전 변수로 설정하여 기존 공정의 열교환기망의 최적 운전 조건과 상압 및 감압 증류공정의 최적 운전 조건을 찾는 최적화 작업을 수행하였다. 최적화 작업의 초기조건의 조건은 해법과정에 있어 수렴을 위하여 매우 중요하며 따라서, 기존 공정에 대한 모사를 통하여 최적화 작업의 초기값으로 사용하였다. 공정 성능 평가를 위하여 목적함수로 운전 비용 및 고정 비용을 고려한 연간 비용을 공식화하고 이 목적함수를 최소화 하였다. 그 결과 주탑의 pumparound의 최적유량을 결정할 수 있었으며, 아울러 이와 연결된 열교환기망의 최적 운전 조건도 얻을 수 있었다.

## 2. 공정 설명

본 연구를 위한 대상 공정은 제1부에서 사용되었던, 국내 엔지니어링 회사가 설계하여 현재 동남아에서 운전하고 있는 일일 생산량 150,000 BPSD 공정으로 상압증류공정, 감압증류공정, 원유열교환공정 등 3개의 주요 공정으로 이루어졌다. 공정도는 Fig. 1에 나타난 바와 같다.

상압증류공정은 원유를 상압 하에서 연속적으로 공급하여 증류함으로써 경질 나프타, 중질 나프타, kerosene, light gas oil(LGO), heavy gas oil(HGO) 등 각종 연료나 석유 화학산업에서 유용하게 쓰이는 원료들을 생산하는 공정으로, 원유증류탑과 이에 부속된 경질 나프타 pump-around, kerosene pumparound, LGO pumparound, HGO pumparound 등 네 개의 pumparound와 경질 나프타 측류 탈거장치, kerosene 측류 탈거장치, LGO 측류 탈거장치, HGO 측류 탈거장치 등 네 개의 측류 탈거장치 등으로 구성된다. 탑지에서 생산되는 상압 잔사유(ATB, atmospheric tower bottom)는 감압증류공정의 원료로 공급된다.

원유증류공정에서의 증류된 생성물의 회수는 연속된 flash drum을 통하여 이루어진다고 할 수 있는데, Watkins[4]는 이러한 구분을 세 가지 형태인 U형식, A형식, R형식 나누었다. U형식(혹은 top tray reflux)은 탑의 전체 열량이 상단의 응축기에서 제거되는 형식이다. R형식(혹은 pumparound reflux)은 탑으로부터 측류를 뽑아 낸 후 열교환을 통하여 냉각한 후 물리적으로 뽑아낸 곳 보다 위 부분으로 되돌리는 방식이다.

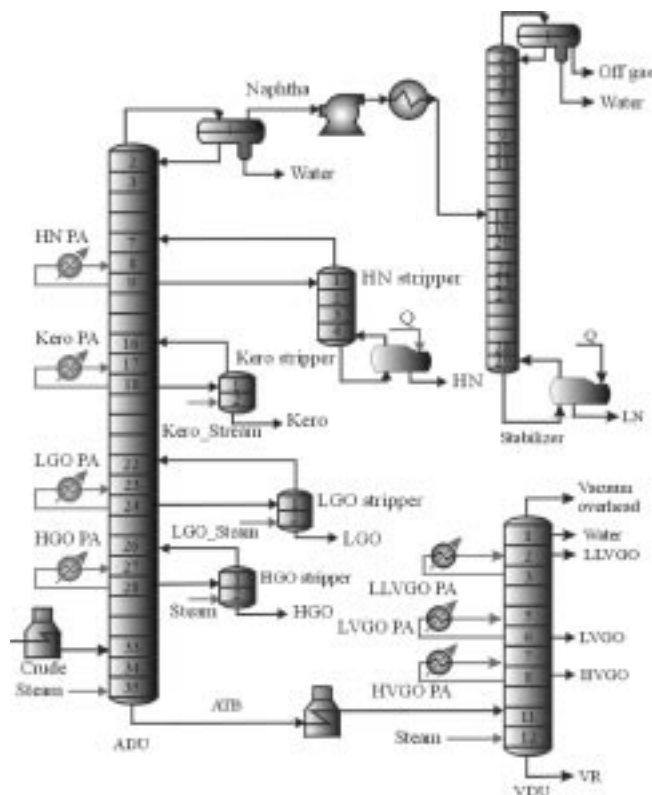


Fig. 1. Crude distillation unit.

이때 되돌려지는 단은 분리면에서는 좋지 못한 영향을 미치나, 높은 온도에서의 효율적인 열 회수를 통하여 원유 도입시의 가열기의 부하를 줄일 수가 있으며, 응축기의 열 부하를 감소시켜 응축기의 가격을 줄일 수 있고, 탑의 직경의 감소를 가져와 탑의 가격을 줄여 줄 수 있으며, 탑 내부의 특정한 영역에서의 기·액의 흐름을 균일하게 유지시켜 줄 수 있는 등의 장점이 있다[4]. 이러한 특징으로 정확한 pumparound 양 혹은 duty는 원유증류공정 설계 시에 중요 변수로 작용하기에 최적의 운전조건을 찾는 것은 필수적이라 할 수 있다.

원료는 상압증류탑 및 감압증류탑의 pumparound 및 생성물 흐름들과 열교환을 한 후 최종적으로 가열기에서 가열되어 상압증류탑으로 들어간다. 이때, 일반적으로 상압증류탑의 탑저의 온도가 약 316-360 °C에서 열분해가 일어나기 때문에 재비기로 가열하여 주는 것은 적당하지 않다. 원유증류공정에서의 큰 특징 중의 하나가 재비기를 대신한 탈거 스팀의 사용이다. Nelson은 재비기의 사용은 분리의 효율을 올려줄 수 있지만 만족할 만한 정도의 분리를 위하여, 스팀을 사용함으로써 좀더 저렴하게 운전할 수 있다고 하였다[3]. 그 이후로 이에 대한 많은 논의가 있었으며, Hsieh와 McAvoy[11]는 탈거 스팀이 탄화수소의 부분압을 줄여 주고 기화를 위한 온도를 낮추어 줄 수 있음을 증명하였다. 원유는 상압증류탑 내로 도입되기 전에 열교환기망과 가열기 등을 통하여 충분한 온도(270-305 °C)까지 가열하여 주는데, 이 때 증류에 필요한 열량은 최종적으로 도입 전의 전열기를 통하여 얻게 되며, 상대적으로 적은 양이기는 하지만, 탈거 스팀 등을 통하여 공급된다. 각 생성물은 측류 탈거장치를 거쳐서 탈거된 후 생성 흐름으로 배출된다.

감압증류공정은 상압 하에서 분리되지 않은 원유의 잔류물들 중에서 특히 디젤 성분을 추가적으로 분리함으로써 생성물의 수율을 높이는 공정이라 할 수 있다. 상압증류공정으로부터 공급되는 상압 잔사유는 가열기에서 가열되어 50 mmHg인 저압으로 운전되는 감압증류탑에 연속적으로 공급된다. 감압증류탑은 충전물로 충전되어 있으며 4개의

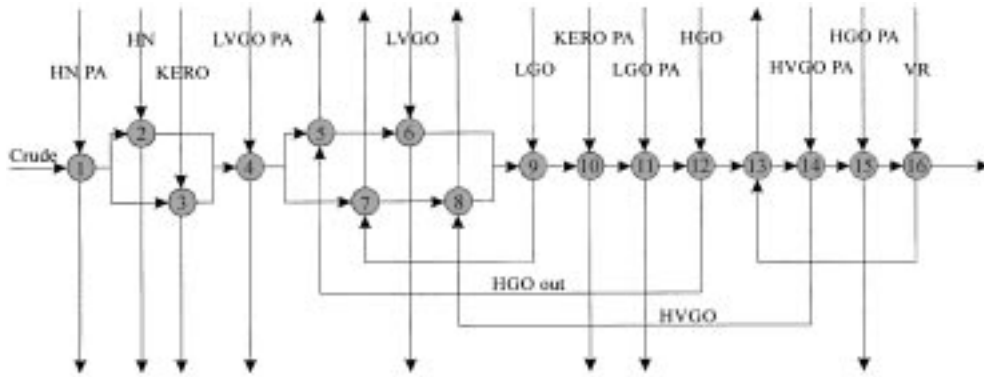


Fig. 2. Schematic diagram of heat exchanger network.

pumparound와 응축기 역할을 하는 감압 ejector system으로 구성되어 있다. 감압 응축물, LLVGO(very light gas oil), LVGO(light gas oil), HVGO(heavy gas oil), 감압 잔사유 등 5개의 생성물이 생산된다.

원유증류공정을 설계할 때 가장 중요한 고려 사항 중 하나가 원유에 열공정의 열교환기망 합성을 통한 에너지 회수이다. 최근의 에너지 가격의 상승은 지금까지의 기존 열교환기 합성 공정에서 보다 많은 양의 회수를 위한 설계를 요구하게 되었고, 이를 위하여 새로운 열교환기망 합성이나 합성 조건의 변화가 필요하게 되었다. 이 중, 열교환기망의 새로운 합성은 투자비와 운전비의 합이 최소화 되는 구조를 찾는 것이다. 투자비는 열교환기의 제작비, 설치비를 의미하며, 운전비는 에너지 비용과 유지 관리에 필요한 비용이 포함된다. 이러한 경우 기존공정의 전체적인 수정이 불가피하다. 따라서 기존 공정의 열교환량이나 운전 압력 등 조절변수 최적화를 통하여 운전비용과 설치비용을 최소화하는 합성조건의 최적화가 필요하다. 운전 조건의 변화를 통한 절감 효과는 열교환기망의 최적화뿐만 아니라 기존의 흐름(생성물, pumparound reflux)들의 기준조건을 맞추어 주기 위한 냉각수, 연료 등의 운전비용 절감 효과를 가져 올 수 있다. Fig. 2에 본 연구에 사용된 열교환기망 구조를 나타내었다.

### 3. 설계방법

정상상태 모사 및 최적화에 있어서 각 흐름의 열역학적 물성을 정확히 계산하는 것은 중요하다. 원유는 탄화수소 화합물들의 복잡한 혼합물로 이루어져 있어서 보통 끓는점의 온도 범위에 따라 가상적인 성분으로 나누게 된다. 이는 원유의 종류에 따라 다르기 때문에 정확한 분석이 필요하며 이러한 분석에는 TBP(true boiling point) 곡선, light end 분석, API(American petroleum institute) 비중 등을 통하여 이루어진다. 이외에 물질량, 밀도, 점도 등의 자료를 통하여 더욱 정확한 분석을 할 수도 있다. 본 연구에서 사용한 원유는 아라비아 경질유로서 API 비중은 33.1이며 47개의 성분으로 나누었다. 열역학적 물성을 계산하기 위하여 SRK(Soave-Redlich-Kwong) 모델과 GS(Grayson-Streed) 모델[12]을 기상과 액상에 각각 적용하였다. SRK 모델은 RK(Redlich-Kwong) 상태방정식에 기초하여 Soave에 의하여 수정된 것으로, 주어진 계에 대한 혼합물의 물성치를 계산할 수 있다. GS 모델은 Chao-Seader 관계[13]를 보다 넓은 범위의 온도와 압력 범위에 확장한 것으로 혼합물의 평형계수(K-value)를 계산하는 데에 쓰인다.

최적화 문제는 목적함수와 제약조건으로 구성되는데 이때 목적하는 바에 따라 주어진 목적함수의 최대 혹은 최소 값을 구하게 된다. 본 연구에서는 목적함수로 공정에 대한 장치비용과 운전비용을 고려하였다. 이에 대한 자세한 자료는 문헌에서 구하였다[14-18]. 장치비용은 다음 식들과 같이 각 탑들, 재비기, 응축기 그리고 열교환기에 대하여 고려하였다.

Cost of Column(main columns in ADU and VDU, side strippers, stabilizer)

$$C_{col} = \exp[a_{col} \times \ln(D_{col} \times b_{col}) + c_{col}] \times N_{TRAY} \quad (1)$$

Cost of Reboiler

$$C_{reb} = a_{reb} \times \frac{Q_{reb}}{b_{reb}} + c_{reb} \quad (2)$$

Cost of Condenser

$$C_{cond} = a_{cond} \times \frac{Q_{cond}}{b_{cond}} + c_{cond} \quad (3)$$

Cost of Heat Exchanger(shell and tube)

$$C_{hx} = f_d f_m f_p C_b \quad (4)$$

$$C_b = \exp[8.821 - 0.30863(\ln A) + 0.0681(\ln A)^2] \quad (5)$$

$$f_d = \exp[-1.1156 + 0.0906(\ln A)]: \text{ type} \quad (6)$$

$$f_m = 0.8603 + 0.23296(\ln A): \text{ material} \quad (7)$$

$$f_p = 0.7771 + 0.04981(\ln A): \text{ pressure} \quad (8)$$

운전비용으로는 연료, 냉각수 그리고 스팀 비용 등을 다음과 같이 계산하였다:

Cost of Cooling Water

$$C_{cw} = 0.25 \text{ \$/1000 gal}$$

Cost of Fuel

$$C_{fuel} = 3.20 \text{ \$/10}^6 \text{ Btu}$$

Cost of Steam

$$C_{st} = 4.31 \text{ \$/10}^6 \text{ Btu}$$

연간비용은 다음과 같이 계산된다:

$$\text{Annual cost} = \text{Capital cost} \times C_{rf} + \text{Operating cost} \quad (9)$$

$$C_{rf} = \frac{(1+i)^k}{(1+i)^k - 1} \quad (10)$$

여기서  $i$ 는 이자율로 9.5%,  $k$ 는 project life로 25년으로 계산하였다. 본 연구에서는 식 (9)를 최소화 하도록 최적화 문제를 설정하였으며 공정의 열 및 물질 수지, 공정의 운전 조건의 한계값 등을 제한 조건으로 하였다.

에너지 다소비 공정인 원유증류공정에서는 운전 비용이 전체 비용의 큰 비중을 차지한다. 본 연구에서는 지금까지 경험에 의존하여 설계한 기존 공정의 구조적 변화를 가하지 않고 에너지 절감을 위해 주요 공정 변수로서 원유예열공정의 열교환기망 및 증류탑 운전에 큰 영향을 미치는 상압 및 감압증류탑의 pumparound 양과 압력 등을 선택하여 연구를 수행하였다.

CDU 공정의 최적화를 위하여 원유예열공정, 상압증류탑, 원유예열공정, 감압증류탑을 택하여 최적화 작업을 수행하였다. 본 연구에서는 기존 공정의 운전 조건을 토대로 모사를 하여 실제 공정과 같도록 하였다. 이를 Base Case로 정한 후, 정해진 범위 내에서 목적함수(연간 비용)를 최소화하도록 최적화 작업을 수행하였다. 실제 설계 및 조업 데이터는 실 공정으로부터 구하였으며 Table 1과 2에 기술되어 있다.

실제 공정 중 주탑의 단수는 57이며, 모사를 위한 모델에서는 35단으로 설정하였다. 본 연구에서의 주요 공정 변수로는 상압 및 감압증류공

Table 1. Column configuration of the Base Case

Numbers of trays	
Main column	35
LN stabilizer	30
HN side-stripper	4
Kerosene side-stripper	2
LGO side-stripper	2
HGO side-stripper	2
Locations	
Feed for main column	33
Feed for LN stabilizer	17
Stripping steam of main column	35
HN pumparound draw and return	9, 8
Kerosene pumparound draw and return	18, 17
LGO pumparound draw and return	24, 23
HGO pumparound draw and return	28, 27

Table 2. Operating conditions for the Base Case

Stripping steam			
Main column			
Temperature	[°C]		170
Pressure	[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]		4.63
Flow rate	[kmol/h]		555.1
Kerosene side-stripper			
Temperature	[°C]		170
Pressure	[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]		4.63
Flow rate	[kmol/h]		138.8
LGO side-stripper			
Temperature	[°C]		170
Pressure	[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]		4.63
Flow rate	[kmol/h]		238.7
HGO side-stripper			
Temperature	[°C]		170
Pressure	[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]		4.63
Flow rate	[kmol/h]		94.4
Pumparound			
HN			
Flow rate	[kmol/h]		3,333.0
Return temperature	[°C]		70
Duty	[10 <sup>6</sup> kcal/h]		-14.9381
Kerosene			
Flow rate	[kmol/h]		1,286.1
Temperature drop	[°C]		40
Duty	[10 <sup>6</sup> kcal/h]		-4.9884
LGO			
Flow rate	[kmol/h]		1,481.1
Temperature drop	[°C]		50
Duty	[10 <sup>6</sup> kcal/h]		-9.9891
HGO			
Flow rate	[kmol/h]		725.0
Return temperature	[°C]		286.5
Duty	[10 <sup>6</sup> kcal/h]		-8.0028

정의 pumparound 양, 상압 및 감압증류공정의 운전 압력 등으로 정하였으며, 공정 내에서의 운전 압력은 분리도에 영향을 미치므로 에너지 면에서 중요한 조절 변수가 될 수 있다. 원유증류공정의 최적화를 위한 목적함수로 운전비용(연료가격, 냉매가격, 스티프가격)과 고정비용(증류탑 가격, 재비기 가격, 응축기 가격, 열교환기 가격)이 고려된 연간 비용을 설정하였다. 생성물의 양에 따른 이익의 영향을 배제하기 위하여 생성물의 양을 실제공정과 같도록 정해 주었다. 그 밖에 pumparound의 열량 및 운전 압력의 범위 등에 제한 조건을 주었다. 원유예열공정의 열교환량 합성 시 고려되어야 하는 제한 조건[19]으로 열교환기의 최소 접근온도 및 상압증류공정 전의 가열기의 도입 조건으로 증기가 생성되지 않도록 제한 조건을 추가하였다. 만약 기화가 되면 열교환기의 오염의 원인이 되기도 하고, 히터를 통해 나가는 원유 흐름의 제어도 어렵게 된다. 이러한 문제 해결을 위하여 압력을 높여 기화를 방지하는 방법 등이 사용된다[20, 21]. 이를 통하여 본 연구에서는 원유예열공정의 구조상의 변화를 가하지 않으면서 최적 운전조건(원유예열공정의 압력, pumparound 양)을 찾았으며, 상압 및 감압증류공정과 원유예열공정의 최적 설계 조건을 찾았다. 제한 조건을 Table 3에 나타내었다.

운전 비용의 최적화 경우 ADU의 pumparound duty 및 응축기 duty, ADU의 운전 압력, VDU의 운전 압력, VDU의 pumparound 양을 변화시키고, 제한 조건으로 ADU 및 VDU의 pumparound의 양, 원유예열공정의 액상 분율과 최소 접근온도, 생성물의 양 등을 사용하여 최적화 작업을 수행하였다. 연간비용 최소화의 경우 고정비용은 조절변수에 영향을 미치는 경우만을 고려하여 최적화 작업을 수행하였다. 본 연구의 공정 모사 및 최적화를 위하여 PRO/II system[22]을 이용하였으며 공정 모사는 실제 공정 자료를 기초로 정상상태에 대하여 수행하였다. 최적화 문제는 앞에서 공식화한 비용 함수를 입력하여 SQP(successive quadratic programming) solver를 이용하여 계산하였다.

#### 4. 결과 및 고찰

Fig. 3은 모사결과로서 생성물의 분포를 온도에 대하여 나타낸 것이다. 원료인 원유와 각 생성물은 다성분 혼합물로서 가장성분의 끓는점에 따

Table 3. Constraints for the operating cost and annual cost optimization

Rate of pumparound[kmol/h]	Minimum	Maximum
HN pumparound	2000	4000
Kerosene pumparound	800	2000
LGO pumparound	1000	2000
HGO pumparound	500	2000
LVGO pumparound	100	180
Duty of pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	Minimum	Maximum
HN pumparound	-	0
Kerosene pumparound	-	0
LGO pumparound	-	0
HGO pumparound	-	0
Duty of condenser[10 <sup>6</sup> kcal/h]	Minimum	Maximum
	-	-15
Rate of product[bbl/d]	Minimum	Maximum
HN	24,050	24,065
Kerosene	15,610	15,625
LGO	26,125	26,140
HGO	10,400	10,430
Pressure[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]	Minimum	Maximum
ADU column	1.80	2.8
VDU column	0.03	0.06
Vapor fraction of heater inlet stream[-]		0
Minimum approach[°C]		10

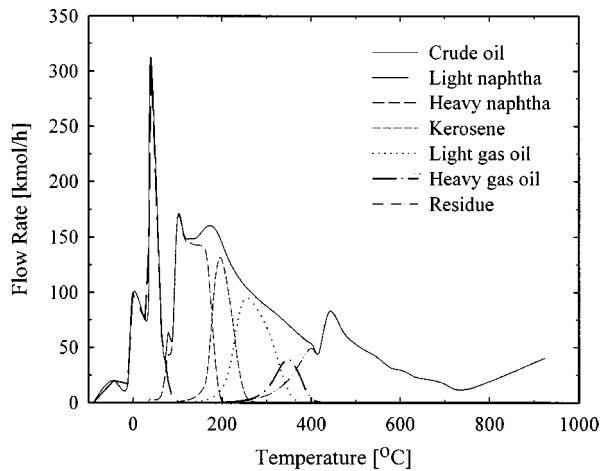


Fig. 3. Distribution of products.

Table 4. Results for the operating cost optimization

Design variables	Optimal case	Base case
Objective function[US\$/y]	8,332,670	9,844,000
Duty of HN pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-13.7137	-15.0240
Duty of kerosene pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-7.7933	-5.0060
Duty of LGO pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-13.4325	-10.0310
Duty of HGO pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-11.8245	-5.3158
Duty of condenser[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-39.3677	-51.8780
Duty of LVGO pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-1.3424	-2.0309
Pressure of ADU column[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]	2.8	2.33
Pressure of VDU column[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]	0.04	0.05
Rate of HN pumparound[kmol/h]	2,835	3333.0
Rate of kerosene pumparound[kmol/h]	1,597	1286.1
Rate of LGO pumparound[kmol/h]	2,000	1481.1
Rate of HGO pumparound[kmol/h]	2,000	725.0
Rate of LVGO pumparound[kmol/h]	100	151
HN product[bbl/d]	24,060	24,055
Kerosene product[bbl/d]	15,620	15,615
LGO product[bbl/d]	26,130	26,130
HGO product[bbl/d]	10,410	10,410
Feed tray	34	33
Vapor fraction of heater inlet	0	0

라 나타낸 것이다. 원유가 150,000 BPSD, 즉 3,908 kmol/h로 도입될 경우 주요 생성물인 HN, KEROSENE, LGO 그리고 HGO의 흐름은 각각 1,033, 517, 670 그리고 212 kmol/h로, 이는 실제 공정의 운전결과와 일치하였다.

목적함수로서 운전비용을 고려한 경우에 대한 최적화 결과 pump-around의 최적 운전조건, 탑의 압력 등을 Table 4에 보인 바와 같이 구할 수 있었다.

생성물의 유량에 영향을 주지 않으면서, 기존 공정의 운전비용과 비교하여 약 1,500,000 US\$/y를 줄일 수 있었다. Pumparound 유량은 원유 예열공정에 직접적인 영향을 주는데 특히 높은 온도에서의 에너지 회수가 가능한 HGO 및 LGO pumparound 유량의 증가가 현저하다. 따라서 운전비용의 절감은 pumparound 유량의 최적 설정으로 인한 원유 예열공정에서의 에너지 소비 감소로 인하여 가능함을 알 수 있었다. 연간비용을 목적함수로 고려하여 최적화 한 결과 연간비용은 10,649,000 US\$/y에서 9,185,230 US\$/y로 감소하여 14%의 비용을 절감할 수 있었으며, 이때의 운전비용은 8,430,900 US\$/y로 앞의 운전비용 최적화 경

Table 5. Results for the annual cost optimization

Design variables	Optimal case	Base case
Objective function(annual cost)[US\$/y]	9,185,230	10,649,000
Utility cost[US\$/y]	8,430,900	9,844,000
Duty of HN pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-17.3091	-15.0240
Duty of kerosene pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-3.1423	-5.0060
Duty of LGO pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-13.4652	-10.0310
Duty of HGO pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-10.6398	-5.3158
Duty of condenser[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-41.4354	-51.8780
Duty of LVGO pumparound[10 <sup>6</sup> kcal/h]	-2.3167	-2.0309
Pressure of ADU column[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]	2.8	2.33
Pressure of VDU column[kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup> ]	0.03	0.05
Rate of HN pumparound[kmol/h]	3,042	3333.0
Rate of kerosene pumparound[kmol/h]	1,812	1286.1
Rate of LGO pumparound[kmol/h]	1,998	1481.1
Rate of HGO pumparound[kmol/h]	1,323	725.0
Rate of LVGO pumparound[kmol/h]	102	151
HN product[bbl/d]	24,060	24,055
Kerosene product[bbl/d]	15,610	15,615
LGO product[bbl/d]	26,130	26,130
HGO product[bbl/d]	10,410	10,410
Feed tray	34	33
Vapor fraction of heater inlet	0	0

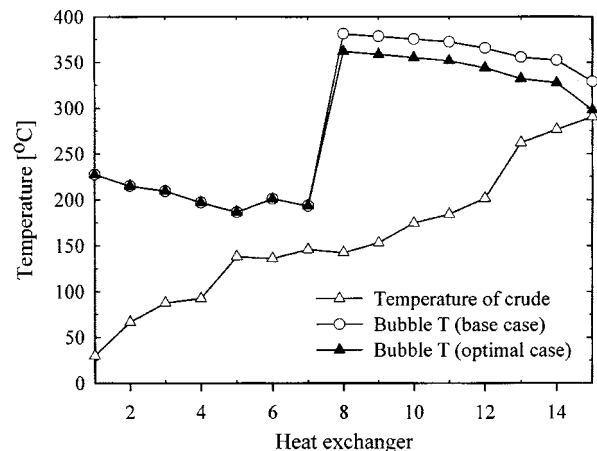


Fig. 4. Temperature profiles in the heat exchanger network.

우에 비하여 오히려 약 100,000 US\$/y 정도 증가하였는데, 이는 고정비용이 고려된 결과임을 알 수 있다. 연간비용 최적화 결과를 Table 5에 나타내었다.

최적화의 경우와 기본경우(Base Case)의 원유예열공정에서의 온도 분포를 Fig. 4에 나타내었다.

상온의 원유는 각 열교환기를 거치면서 가열되며, 이때 공정 운전 상 원유가 기화되어서는 안 된다. 따라서 원유예열공정의 마지막 열교환기를 나오는 원유의 온도가 이슬점 이하로 유지되도록 제한 조건을 가하였다. 또한 기본 공정에서 보다 최적화 된 경우 preflash pump의 압력을 줄일 수 있었다. 따라서 최적화 된 경우 각 열교환기 특히 후반부에 위치한 열교환기의 압력이 줄어 이슬점도 낮아졌음을 알 수 있었다. 각 열교환기의 압력 분포를 Fig. 5에 나타내었다.

원유예열공정은 16개의 열교환기와 1개의 원유 가열기로 구성되어 있다. Fig. 6은 16개의 각 열교환기에서의 난류측 흐름과 한류측 흐름의 상태를 연결하여 나타낸 것이다. 원유는 최종적으로 가열기를 통하여 370 °C까지 예열된다. Pumparound 유량 및 열교환기의 운전조건을 바

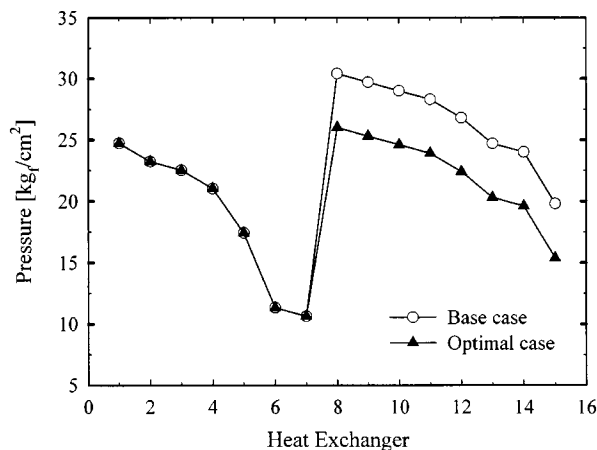


Fig. 5. Pressure profiles in the heat exchanger network.

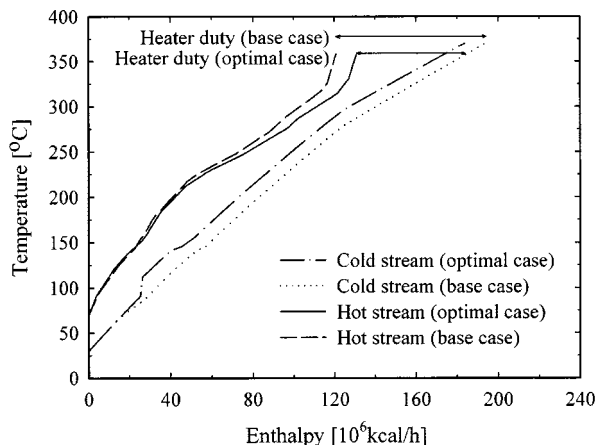


Fig. 6. Heat composite curve of the heat exchanger network.

꿈으로써 효율적인 열교환을 통하여 예열공정에서의 에너지 소모량을 줄일 수 있었다. 운전 조건 변화를 통한 에너지 변화를 원유예열공정에서 보면 기존 공정 보다 가열기의 열량이 약 20,000,000 kcal/h 줄었음을 알 수 있었다.

## 5. 결 론

원유증류공정은 중요한 에너지 생산 공정의 하나로 효율적인 설계 및 운전이 요구되고 있다. 따라서 본 연구에서는 용량 150,000 BPSD의 전체 원유증류공정에 대하여 제한 조건 및 설계 변수들을 변화시키면서, 운전비용 및 연간 비용 등의 목적함수를 최소화 시키는 최적화 작업을 수행하였으며, 그 결과를 실제 공정 자료와 비교하였다. 주요 설계변수로는 공정의 운전비용 및 고정 비용에 큰 영향을 미치는 변수로서 pumparound의 열량, 탑의 압력, 원유예열공정의 온도, 압력 등을 택하였는데 이중 pumparound의 열량의 최적화로 인하여 공정 전체의 비용을 절감할 수 있었다.

원유증류공정의 비용절감은 원유를 가열하기 위하여 투입되었던 에너지를 열교환기망을 통하여 다시 회수하여 원유에 투입하는 원유예열 공정에서의 에너지 회수율을 높임으로써 이루어진다. 기존의 공정은 주탑에서 열교환을 위하여 배출되는 pumparound의 유량이 최적화 되지 못하였으며 이로 인하여 에너지 회수율이 낮았다. 최적화 결과 약 20,000,000 kcal/h의 에너지 절감을 가져 올 수 있었으며 연간 비용을 약 14% 절감할 수 있었으며 전체 공정에 미치는 주요변수의 최적 조건들

을 알 수 있었다.

## 감 사

본 연구의 수행을 위하여 연구비를 지원하여 주신 STEPI와 LG Engineering사에 감사 드립니다.

## 사용기호

a	: coefficient of cost function
A	: heat exchanger area [m <sup>2</sup> ]
b	: coefficient of cost function
c	: coefficient of cost function
C	: cost [US\$/y]
C <sub>rf</sub>	: capital recovery factor
f <sub>d</sub>	: type factor of heat exchanger
f <sub>m</sub>	: material factor of heat exchanger
f <sub>p</sub>	: pressure factor of heat exchanger
i	: interest rate of return [-]
k	: project life
N	: number of tray
Q	: heat duties [kcal/h]

## 하첨자

cond	: condenser
col	: column
hx	: heat exchanger
reb	: reboiler

## 참고문헌

1. Seo, J. W., Kim, S. J., Kim, K. H., Oh, M. and Lee, T. H.: *HWA-HAKKONGHAK*, preceding paper in this issue.
2. Edgar, T. F. and Himmelblau, D. M.: "Optimization of Chemical Processes," McGraw-Hill, New York(1988).
3. Nelson, W. L.: "Petroleum Refinery Engineering," 4th ed., McGraw-Hill, New York(1958).
4. Watkins, R. N.: "Petroleum Refinery Distillation," Gulf Publishing Company, Houston(1973).
5. Wehe, R. R and Westerberg, A. W.: *Comp. & Chem. Eng.*, **11**(6), 619 (1987).
6. Kaibel, G., Blass, E. and Kohler, J.: *Chem. Eng. Tech.*, **61**(1), 16(1989).
7. Duran, M. A. and Grossmann, I. E.: *AIChE J.*, **32**(1), 123(1986).
8. Bagajewicz, M.: AICHE Spring Meeting, Mar.(1997a).
9. Bagajewicz, M.: AICHE Spring Meeting, Mar.(1997b).
10. Liebmann K., Dhole, V. R. and Jobson, M.: *Trans IChemE*, **76**, Part A, Mar., 335(1998).
11. Hsie, W. H. L. and McAvoy, T. J.: AICHE annual meeting, Houston, April(1990).
12. Grayson, H. G. and Streed, C. W.: 6th World Congress, Frankfurt am Main, June, 19(1963).
13. Chao, K. C. and Seader, J. D.: *AIChE J.*, **7**(4), 598(1961).
14. Badhwar, R. K.: *Chem. Eng. Prog.*, **66**(3), Mar.(1970).
15. Guthrie, K. M. and Grace, W. R.: *Chemical Engineering*, **24**, Mar., 114(1969).

16. Happel J. and Jordan, D. G.: "Chemical Process Economics," 2nd ed., Marcel Dekker, New York(1975).
17. Peters M. S. and Timmerhaus, K. D.: "Plant Design and Economics for Chemical Engineers," 4th ed., McGraw-Hill, New York(1991).
18. Walas, S. M.: "Chemical Process Equipment," Butterworth-Heinemann (1990).
19. Douglas, J. M.: "Conceptual Design of Chemical Processes," McGraw-Hill, New York(1988).
20. Golden, S. W.: *Petroleum Technology*, Summer(1997).
21. Golden, S. W.: *Hydro. Proc.*, May(1997).
22. Simulation Science: "PRO/II: Keyword Input Manual," Mar.(1996).