

## 석유화학공장 규모 최적화를 위한 변수 선정

정창현 · 장경수 · 한중훈<sup>†</sup>

서울대학교 화학생명공학부  
151-742 서울시 관악구 신림9동 산 56-1  
(2008년 5월 1일 접수, 2008년 5월 7일 채택)

## Selecting Decision Variable for a Plant-wide Optimization

Changhyun Jeong, Kyungsoo Jang and Chonghun Han<sup>†</sup>

School of Chemical and Biological Engineering, Seoul National University, San 56-1, Shinlim-dong, Gwanak-gu, Seoul 151-742, Korea  
(Received 1 May 2008; accepted 7 May 2008)

### 요 약

에너지의 소비가 큰 화학공장은 공정 자체가 가지는 비선형성, 불안정성등과 여러 가지 외란으로 인한 최적의 상태로 운전되고 있지 못하다. 이를 개선하기 위해 공장 전체 최적화를 수행하게 된다. 공장 전체를 대상으로 하는 최적화에는 경제적으로 영향을 주는 조절 변수가 많기 때문에 조절 변수의 개수를 최적으로 선정하는 문제는 중요하다. 경제적으로 영향을 주는 조절 변수를 모두 사용하여 최적화를 할 경우 최적화하여 나온 결과를 운전 조건에 반영할 때 많은 운전조건이 바뀌게 되므로 운전 조건의 변화에 따른 비용이 증가하게 된다. 본 연구에서는 TPA(Terephthalic Acid) 공정을 대상으로 공장 규모 최적화를 하기 위하여 운전 비용에 영향을 주는 최적화 조절 변수를 최적으로 선정하기 위한 방법을 제시하였다. 즉, 모델을 만든 후 운전비용에 영향을 주는 조절 변수의 정도를 민감도 분석을 통해 알아 봄으로써 최적화할 때 운전 비용에 영향이 큰 변수들만 사용하는 것이다. TPA공정에서는 본 연구에서 제시한 방법에 의해 3개의 조절 변수를 선정하였고 선정된 변수로 최적화 한 결과 추가적인 설비 투자나 물리적인 개조 등이 없이 연간 약 3억 5천 만원의 에너지 비용 절감이 기대 된다

**Abstract** – Chemical plants which consume lots of energy are not operating in the best conditions due to their own peculiar nonlinearity, instability, and diverse disturbances. In order to improve this, the plant wide optimization was performed. It is important to select the most appropriate number of decision variables which strongly affect the operating cost because there are too many decision variables which economically have an effect on plant wide. For instance, if all decision variables which can economically affect are applied in optimization and then the result of the optimization is applied to operation, a lot of operating conditions should be going to be changed. As a result of changing a plenty of operating conditions, the cost of the change will absolutely increase. Thus, in this study, the method of selecting the most appropriate decision variables which can influence on saving operation costs was presented in order to optimize plant wide. TPA (Terephthalic-acid) plant is considered as a case study. In other word, after modeling, the most proper decision variables was selected by examining the degree which decision variables influence on operating costs through sensitivity analysis. In TPA process, the three decision variables were selected by the presented method in this study. Then the plant was optimized by selected the decision variables. Consequently, it was seen that the plant are expected to save the 350 million won of energy annually without additional investment for facilities or remodeling of the plant.

Key words: Plant-Wide Optimization, Sensitivity Analysis, Variable Selection, TPA Process

### 1. 서 론

에너지 소비의 증가, 원유보유고의 감소와 원유가격의 폭등으로 인하여 에너지 절감이 중요시 되고 있다. 에너지를 많이 사용하는 화학공장은 공정 자체가 가지는 비선형성, 불안정성등과 여러 가지

외란으로 인하여 최적의 상태로 운전되고 있지 못하다. 이를 개선하고자 하는 노력들이 꾸준히 있어 왔는데 대표적인 것이 최적화이다.

기존의 최적화 방법은 공장의 한 부분인 한 단위 공정에 초점이 맞춰져 있었다[1-3]. 한 단위 공정에 초점이 맞춰진 최적화의 결과는 그 단위 공정에서는 이익을 얻을 수 있으나 에너지 발생 소비 공 급의 측면이 서로 유기적으로 연결이 되어 있으므로 한 단위 공정의 최적화 됨에 따라 연결된 다른 공정에 영향을 알 수 없기 때문

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.  
E-mail: chhan@snu.ac.kr

<sup>‡</sup>이 논문은 인하대학교 정성택 교수님의 정년을 기념하여 투고되었습니다.

에 최적화 하지 못한 공정에서의 운전 비용 증가로 전체적으로 손해를 보는 경우도 있다.

전체 공정을 대상으로 최적화 하는 연구도 최근에 연구가 많이 되고 있다[4-8]. 전체 공정 최적화에서 최적화 조절 변수 선정은 경제적으로 영향을 주는 조절 변수를 모두 다 선정하여 최적화한다. 최적화 할 때 많은 조절 변수를 사용하면 전체 이익은 증가하나 실제 최적화하여 나온 결과를 운전조건에 반영할 때 많은 운전조건이 바뀌게 되므로 비용도 증가하게 된다. 경제적으로 영향을 주는 조절 변수의 개수를 최적으로 선정하는 문제는 중요하다.

일반적으로 최적화에 사용하는 조절 변수 선정은 오랜 동안의 공장조업 경험에 의해 얻어진 지식과 기술을 통해서 중요 조절 변수를 선정하는 경험적 방법이나 또는 공장조업 데이터의 통계적인 분석을 통해 선정하는 통계적인 방법을 통해 결정된다[9-13]. 경험적 방법을 통한 조절 변수 선정은 변수의 정확한 영향을 알 수 없어 객관성이 결여 되어 있으며 오랜 경험이 필요함으로 인해 이미 설립되어 운영되고 있는 공장이나 다른 비슷한 공장의 조업 경험이 필요하다. 통계적인 방법은 데이터 분석에 쓰일 공정 데이터가 필요하므로 경험적인 방법과 같이 이미 설립된 공장에만 적용 가능하고 공정 데이터의 불필요하고 잘못된 데이터로 인한 어려운 점도 있다.

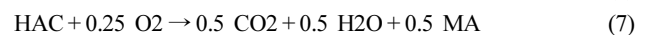
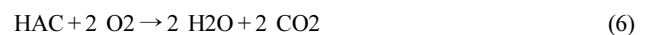
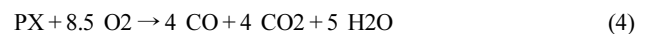
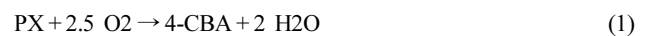
본 연구에서는 TPA 생산 공정 전체를 대상으로 모사기를 사용하여 모델을 만들고, 민감도 분석을 통하여 각각의 공정 조절 변수의 변화에 의한 에너지(스팀 및 전력) 생산, 소비와 반응물 및 용매의 손실을 알아봄으로써 공장 전체 운전 비용에 영향을 미치는 정도를 파악한다. 그 다음 민감도 분석에 의해 전체 운전 비용에 크게 영향을 주는 변수를 알아보고 가장 전체 운전 비용에 영향을 주는 변수부터 최적화에 사용할 조절 변수로 선정하여 최적화를 한다. 최적화에 사용되는 조절 변수는 전체 운전 비용에 영향을 많이 주는 변수만을 사용함으로 인해 최소의 조절 변수로 최대 이익을 얻는 최적화를 할 수 있다.

## 2. 대상공정

TPA공정은 원료인 PX(p-xylene)를 Mn-Co-Br 촉매 하에 HAC(acetic-acid) 용매 속에서 공기로 산화시켜 TPA를 제조하는 공정으로서 Fig. 1에서 보는 바와 같이 공기압축, 산화반응, 결정화, 제품 회수, 용매회수, 흡수탑 등의 단위공정으로 구성되어 있다.

공기 압축 공정에서는 대기중의 공기를 다단원심 압축기에서 반응압력까지 압축한다.

산화 반응 공정에서는 탈수탑과 흡수탑에서 회수된 용매와 원료 준비 조에서 공급된 원료 그리고 촉매를 일정한 유량비로 섞어 반응기에 공급하고, 공기 압축기에서 생성된 압축 공기와 완전 교반하여 반응이 진행된다. 산화반응에서 발생한 열은 용매의 기화에 의해 제거되며 반응기 내에서의 반응은 다음과 같다.



PX(p-xylene), 4-CBA(4-carboxybenzaldehyde), P-TOL(p-toluic-acid), BENZ(benzoic-acid), TA(terephthalic-acid), HAC(acetic-acid), MA(methyl-acetate)

(4), (6) 반응식에서 보는 것과 같이 반응기 내부에서 원료인 PX와 용매인 HAC가 타버려 비용 손실이 있다. 반응기로 환류되어 들어오는 흐름의 양을 조절 하거나, 열 회수 공정에서의 열전환율을 변화시켜 반응기로 들어오는 흐름의 조성을 변화시킨다면 타버리는

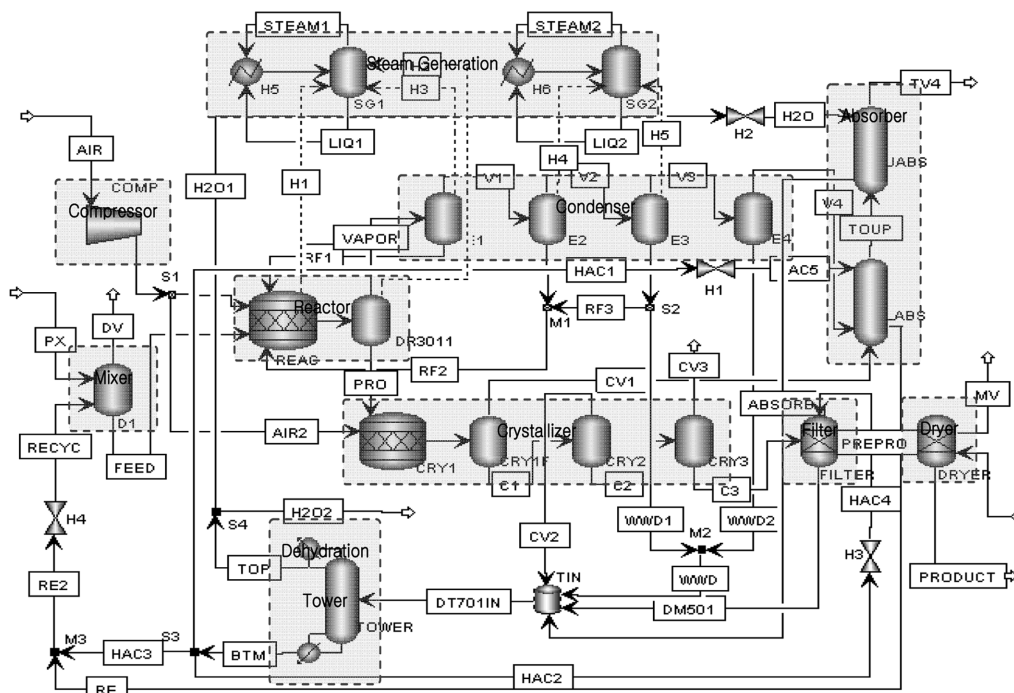


Fig. 1. The flow sheet of TPA process.

원료의 손실이 줄어들 수 있을 것이다.

열 회수 공정에서 반응기로부터 기화된 용매는 3단계에 거쳐 응축되고 최종으로 냉각기에서 냉각되어 흡수탑으로 이동된다. 응축기에서 응축될 때 shell side에서 고압 스팀과 중·저압 스팀을 발생시키고, 발생된 스팀은 용매회수공정과 제품 회수 공정에서 사용된다. 응축된 용매는 일부 용매 회수를 위해 탈수탑으로 보내지고 나머지는 다시 환류된다. 최종 냉각기에 의해 일정 온도로 냉각되며 응축된 용액은 용매 회수를 위해서 탈수탑으로 보내져 HAC를 회수하고, 기화된 물질은 흡수탑으로 보내져 세정작업을 거친 후 대기에 방출하게 된다. 열 회수 공정에서 고압 스팀과 중저압 스팀의 생산은 총에너지 사용 비용의 26%를 차지하므로 스팀 생산량의 증가는 에너지 비용 절감에 중요한 영향을 준다.

결정화 공정은 반응기로부터 유출물을 감압하고 냉각하여 반응기에서 침전되지 않은 TPA를 결정화 시키는 공정이다. 첫 번째 결정조에서는 반응기에서 반응이 덜 된 물질의 추가 반응을 위해 소량의 공기를 공급하여 반응을 더 진행시킨다. 첫 번째 결정조에서 나오는 기화된 물질은 흡수탑으로 보내서 미 반응된 PX를 회수하고 나머지 공기는 대기로 배출된다. 두 번째 결정조에서 나오는 기화된 물질은 탈수탑으로 보내지게 된다. 세 번째 결정조에서 나오는 기화된 물질은 처리과정을 통해 대기로 방출되게 된다.

제품 회수 공정에서는 두 단계를 거치게 된다. 결정조에서 나온 반응물은 먼저 필터를 통과하게 된다. 필터를 통과한 덩어리의 잔존 용매는 건조기에서 순환되는 가스에 의해 제거되어지며 제품은 사일로에 저장된다.

용매 회수 공정은 공장의 여러 단위공정에서 회수되는 HAC가 섞인 용액을 탈수탑에서 분리 정제되어 다시 재사용하는 공정이다. 탈수탑은 하부로 HAC를 회수하고, 상부에서는 불순물이 포함된 물을 제거하게 된다. 탈수탑에는 결정조에서 나온 기화 물질, solvent stripper에서 나온 기화 물질, 반응기의 WWD(water with drawal), 그리고 흡수탑에서 나온 액화 물질이 탈수탑으로 공급된다. 재비기에서는 고압 스팀을 사용하고 응축기에서는 저압 스팀을 생산하고 있다. 고압스팀 소비 감소와 저압스팀 생산 증가는 에너지 비용 절감에 큰 부분을 차지 한다.

그리고 마지막으로 흡수탑 공정에서 흡수탑은 크게 두 부분으로 나뉘는데 응축기에서 나온 기화된 물질은 탈수탑 하부에서 회수된 HAC를 사용하여 PX와 MA를 먼저 회수 하고 두 번째 단계에서는 탈수탑 상부에서 나오는 응축수를 사용하여 HAC를 회수하게 된다. 이때 회수된 PX는 다시 사용하기 위해 원료 혼합조로 보내지고, 회수된 HAC는 다시 탈수탑으로 보내져 용매 회수 과정을 거치게 된다. 흡수탑을 통해 배출되는 물질은 대기로 방출되므로 환경 규제치에 적합하게 방출해야 한다.

### 3. 제안한 방법론

본 연구에서 제안한 방법은 Fig. 2에서 보는 것과 같이 공정 모델을 만든 후에 민감도 분석을 실시하여 경제적으로 영향을 주는 조절 변수를 선정하고, 선정된 조절 변수로 단계적 최적화를 실시하여 운전 비용을 줄일 수 있는 최적 조절변수의 개수를 선정하는 과정이다. 첫 번째 단계로 공정 데이터 분석을 통하여 공장 전체 모델을 만든다. 두 번째 단계로는 민감도 분석을 통해 운전 비용에 영향을 많이 미치는 정도를 알아봄으로써 최적화 단계에서 사용할 최

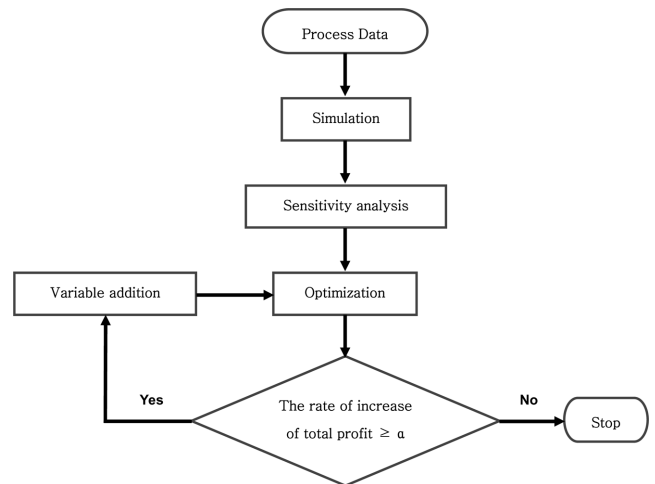


Fig. 2. The architecture of suggestion method.

적화 조절 변수를 선정한다. 즉, 조절 변수를 변화시키면서 연료 소비량, 원료 손실량, 스팀 사용량과 생산량 등 운전 비용을 돈으로 환산하여 전체 이익에 얼마나 영향을 주는지를 비교함으로써 최적화 조절 변수로 사용할 조절 변수를 우선 순위 정하는 단계이다. 마지막 단계로 최적화 단계는 민감도 분석에 의해 결정된 조절 변수의 우선 순위대로 순차적 최적화를 한다. 즉, 처음 전체 이익에 가장 영향을 많이 미친 변수 하나만 조절 변수로 사용하여 최적화를 실시한 후 전체 이익의 증가율을  $\alpha$ 와 비교한다. 전체 이익의 증가율이  $\alpha$ 보다 클 경우 바로 전에 사용한 조절 변수 다음으로 전체 이익에 영향을 많이 준 조절 변수를 하나 더 추가하여 두 개의 변수로 최적화를 실시한 후 전체 이익의 증가율을  $\alpha$ 와 비교한다. 전체 이익의 증가율이 또 다시  $\alpha$ 보다 크면 그 다음으로 전체 이익에 영향을 준 조절 변수를 또 추가하여 최적화를 실시하고  $\alpha$ 보다 작다면 최적화를 멈추는 방법이다. 여기에서  $\alpha$ 는 변수 추가 시 운전 조건의 변화로 발생하는 비용을 말한다.

#### 3-1. 모사 과정 : Physical property 선정 문제의 중요성

모사과정에서의 모델의 정확성은 다음단계에서 실행하는 민감도 분석과 최적화를 하기 위해서 매우 중요하다. 모델의 정확성을 높이기 위하여 각 물질들의 열역학적 성질과 물리적인 현상을 잘 반영하여야 한다. Aspen 모사기에서는 여러 가지 물질 데이터와 상태방정식을 나타내는 physical properties를 제공하고 있다. 적용되는 physical property에 따라 혼합물의 상 거동이 매우 달리 표현되므로 알맞은 physical property 선정은 매우 중요하다.

TPA공정에서는 용매로 HAC를 사용하는데 HAC처럼 기상에서 dimmer를 형성하는 물질이 있을 경우 기·액 평형과 엔탈피에 영향을 미치므로 저압에서는 Nothnagel 식이, 중압에서는 Hayden-O'Connell 식이 포함되어 있는 physical property를 선정해야 한다[14].

활동도 계수 모델로 Wilson 식, NRTL 식, UNIQUAC 식 등이 있다. Wilson 식(1964)은 Flory-Huggins의 국부조성의 개념을 사용하여 표현된 식이고, NRTL(nonrandom two liquid) 식은 Renon과 Prausnitz(1968)에 의한 제안된 식으로 Wilson의 국부조성 개념을 그대로 사용하였으나 액·액 상평형에도 적용할 수 있음이 Wilson 식과 대별된다[15]. UNIQUAC 식은 Abrams와 Prausnitz(1975)에 의해 Guggenheim의 "비무질서 혼합물에 대한 Quasi-Chemical 이론"

에서 출발하여 combinatorial 부분은 크기, 모양, 조성의 순수성분 데이터만 필요하여, residual 부분은 상호작용에 관계 binary parameter 가 필요하다. 그리고 light gas 나 초임계 성분이 있을 시는 이상 상태를 나타내므로 Henry의 법칙을 사용하게 된다[16].

본 연구의 대상 공정인 TA공정에서는 UNIQU-HOC(Henry의 법칙이 첨가된 UNIQUAC/Hayden-O'Connell 상태 방정식)를 사용하였다. 그러나 반응기를 거쳐 결정조부터는 물질의 결정화가 일어나기 때문에 극성성분끼리의 상호 작용이 줄어든다. 그래서 결정화 공정에서는 3차 상태방정식인 RK-SOAVE(Redlich-Kwong-Soave 상태 방정식)를 사용하였다[17, 18].

### 3-2. 민감도 분석

민감도 분석의 목적은 각각의 조절 변수의 변화에 따른 운전 비용의 변화를 알아보는 것이다. 운전 비용에 영향을 알아보기 위해서 에너지 생산과 소비 그리고 재료비를 금액으로 환산하여 나타낸다. 반응기의 발열과정에 발생한 열을 회수하여 생산된 스팀은 생산된 스팀으로 전력 생산 시 발생하는 전기 가격으로 환산하고 대기과 폐수로 배출되는 원료의 손실량은 각 원료의 가격으로 환산하는 등 모든 운전 비용을 금액으로 환산하여 민감도를 측정한다. 본 연구에서는 Aspen simulator의 sensitivity analysis tool을 사용하여 민감도 분석을 실시하였다.

### 3-3. 최적화 문제 구성

최적화의 목적은 조업 가능 영역에서의 전체 운전 비용을 최소화하는 것이다. 목적함수는 식 (1)과 같이 현재 운전 비용과 최적 운전 비용의 차이를 최소화 하도록 구성한다.

목적 함수는 다음과 같이 정의한다.

$$\text{Maximize } \sum_{i=1}^L \{SC_i(EC_{int,i} - EC_{opt,i})\} + \sum_{j=1}^M \sum_{k=1}^N \{MC_k(ML_{int,j} - ML_{opt,i})\} \quad (1)$$

최적화의 결과는 기본적으로 물질 수지를 만족해야 하며 공정 및 데이터 분석에서 파악된 조업 영역 내에서 결정되도록 식 (2)~(6)과 같은 제약 조건을 정한다. 세 번째 제한 조건인 흡수탑에서 방출되는 gas의 농도는 환경오염 규정 내에서 결정되도록 한다. 네 번째 제한 조건인 반응 온도는 반응 조건이 공정 안전에 매우 민감하므로 설계치의 상-하한선을 기준으로 선정하였다. 그리고 마지막 제한 조건인 다섯 번째는 1년 동안의 공장에서 운전한 공정 데이터를 기준으로 상-하한선을 정하였다.

최적화 알고리즘은 Aspen Plus에 내장된 SQP(Successive Quadratic Programming) 방법을 사용하였다.

물질 수지

$$\sum F_{input,i} - \sum F_{output,i} = 0 \quad (2)$$

에너지 수지

$$\sum Q_{input,i} - \sum Q_{output,i} = 0 \quad (3)$$

흡수탑에서 대기 방출 gas 농도의 상한선

$$C_k \leq C_{k,Max} \quad (4)$$

반응온도의 상-하한선

$$T_{R,Min} \leq T_R \leq T_{R,Max} \quad (5)$$

각 unit별 상-하한선

$$T_{i,Min} \leq T_i \leq T_{i,Max}, P_{i,Min} \leq P_i \leq P_{i,Max}, f_{i,Min} \leq f_i \leq f_{i,Max} \quad (6)$$

여기에서,

i : Number of unit,

j : Number of stream,

k : Component,

F : Flow rate (kg/hr),

C : Concentration,

f : fraction,

TR : Reactor temperature (°C), T : Temperature (°C),

P : Pressure (kg/cm<sup>2</sup>),

SC : Cost per energy (₩/MMkcal),

MC : Cost of material (₩/kg),

EC = g(T, P, f, spec) : Energy expend per hour (MMkcal/hr),

ML = h(T, P, f, spec) : Material loss per hour (kg/hr)

을 나타낸다.

## 4. 결과 및 토론

### 4-1. 민감도 분석 결과

Fig. 3는 사례연구로 사용한 TPA 공정에서 운전비용에 영향을 주는 조절 변수를 민감도 분석을 통하여 영향을 알아 본 것이다. 즉, 민감도 분석에 의하여 운전 비용에 영향을 주는 정도를 금액으로 환산하여 운전비용이 절감되었을 때 이익의 정도를 나타낸 그래프이다. Fig. 3에서 보는 것과 같이 TPA 공정에서 영향을 주는 조절 변수는 두 번째 결정조 온도, 첫 번째 응축기 온도, 첫 번째 결정조 온도, 탑수탑 하부 압력, 반응기로 환류되는 양, 두 번째 응축기 온도, 탑수탑 상부 압력, 그리고 세 번째 응축기 온도 순으로 운전 비용에 영향을 주는 것으로 나타났다. 운전비용에 영향을 많이 주는 조절 변수 순서대로 최적화에 사용된다. 즉, 첫 단계 최적화에서는 운전 비용에 가장 영향을 많이 준 조절 변수인 두 번째 결정조 온도만을 사용하여 최적화를 실시하게 되고, 두 번째 최적화에서는 첫 단계 최적화에서 사용했던 조절 변수인 두 번째 결정조 온도와 두 번째로 운전 비용에 영향을 많이 준 조절 변수인 첫 번째 응축기 온도까지 사용하여 두 개의 조절 변수를 사용하여 최적화를 실시한다. 이렇게 민감도 분석에서 조절 변수의 우선순위를 정하여 최적화에 사용될 조절 변수의 순서를 결정하게 된다.

각 조절 변수의 데이터 범위는 1년 동안 실제 공장 데이터 범위를 참조하여 결정하였다.

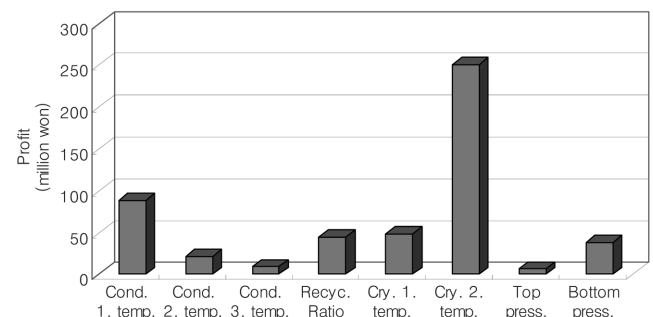


Fig. 3. The result of sensitivity analysis.

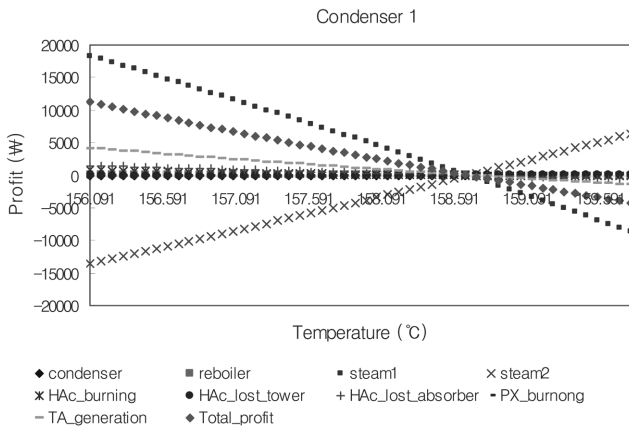


Fig. 4. The amount of profit according to the changes of temperature in the first condenser.

#### 4-1-1. 첫 번째 응축기 온도 변화의 영향

반응기로부터 기화된 물질이 첫 번째 응축기를 거치면서 온도 변화에 따른 전체 이익의 영향을 살펴보았다. 그 결과를 Fig. 4에 나타내었다. 첫 번째 응축기에서 냉각수의 유입의 증가로 열 교환이 증가하는 경우 첫 번째 응축기에서 생성되는 고압스팀의 양이 증가하게 되고, 첫 번째 응축기에서 두 번째 응축기로 유입되는 흐름의 감소로 두 번째와 세 번째 응축기에서 생성되는 중·저압스팀의 양은 감소하게 된다. 첫 번째 응축기에서 반응기로 환류되는 흐름의 양은 증가하지만 환류되는 흐름의 HAc 농도는 감소하게 되므로 반응기에서 연소되어 손실되는 HAc의 양은 감소하게 되고 환류되는 흐름의 PX 농도는 증가하므로 반응기에서 TA로 전환된 양은 증가하게 된다. 반응기에서 PX의 손실과 HAc 손실, 탈수탑의 재비기에서 스팀 사용량, 그리고 탈수탑의 응축기에서 스팀 생성량은 미비하다.

#### 4-1-2. 두 번째 응축기 온도 변화의 영향

반응기로부터 기화된 물질이 첫 번째 응축기에서 열 교환에 의해 냉각수로 고압 스팀을 생성한 후 기화된 물질은 두 번째 응축기로 유입된다. 두 번째 응축기를 거치면서 온도 변화에 따른 전체 이익의 영향을 살펴보았다. 그 결과를 Fig. 5에 나타내었다. 두 번째 응축기에서 열 교환이 증가하여 두 번째 응축기의 온도가 감소할 경우 두 번째 응축기에서 생성되는 중·저압스팀의 양이 증가하게 되

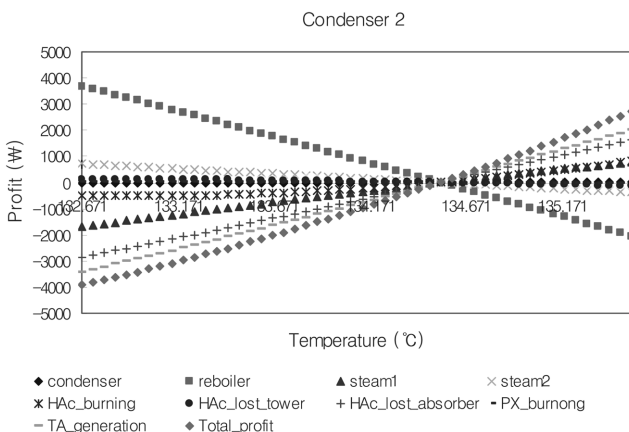


Fig. 5. The amount of profit according to the changes of temperature in the second condenser.

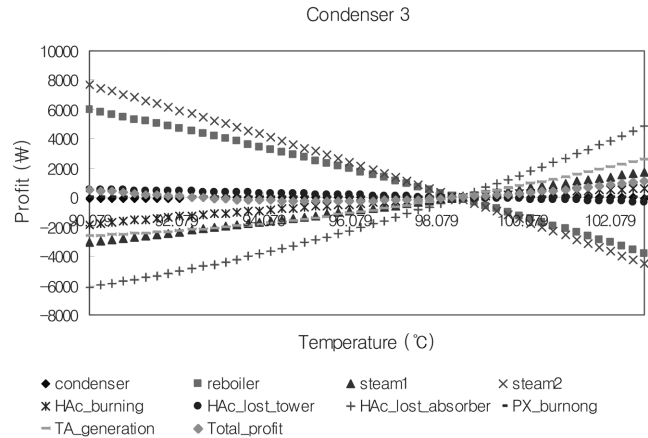


Fig. 6. The amount of profit according to the changes of temperature in the third condenser.

고, 첫 번째 응축기에서 생성되는 고압스팀의 양은 감소하게 된다. 첫 번째 응축기에서 반응기로 환류되는 흐름의 양은 증가하기 때문에 반응기에서 연소되어 손실되는 HAc의 양은 감소하게 되고 환류되는 흐름의 PX 농도가 감소하므로 반응기에서 TA로 전환된 양은 감소하게 된다. 반응기에서 PX의 손실과 탈수탑의 재비기에서 스팀 사용량, 그리고 탈수탑의 응축기에서 스팀 생성량은 미비하다.

#### 4-1-3. 세 번째 응축기 온도 변화의 영향

세 번째 응축기를 거치면서 온도 변화에 따른 전체 이익의 영향을 살펴보았다. 그 결과를 Fig. 6에 나타내었다. 세 번째 응축기에서 열 교환이 증가하여 두 번째 응축기의 온도가 감소할 경우 세 번째 응축기에서 생성되는 중·저압스팀의 양이 증가하게 되고, 첫 번째 응축기에서 생성되는 고압스팀의 양은 감소하게 된다. 세 번째 응축기에서 반응기로 환류되는 흐름의 양은 증가하므로 반응기에서 연소되어 손실되는 HAc의 양은 증가하게 되고 환류되는 흐름의 PX 농도는 증가하지만 세 번째 응축기에서 탈수탑으로 가는 양이 증가하여 반응기에서 TA로 전환된 양은 감소하게 된다. 세 번째 응축기가 첫 번째 응축기와 두 번째 응축기와 다른 점은 탈수탑 재비기의 스팀 사용량이 적어진다는 것이다. 이 이유는 세 번째 응축기에서 온도가 낮은 환류량의 증가로 반응기의 온도가 낮아지게 되고 결정조로 HAc의 이동량이 증가하여 결정조에서 탈수탑으로의 이동량이 증가하였다. 결정조에서 탈수탑으로 이동하는 흐름의 조성은 HAc의 농도가 높아져 탈수탑으로 유입되는 HAc의 농도가 높아지고 물의 농도는 감소하게 된다. 탈수탑의 유입량의 조성의 변화와 유입량의 감소로 인하여 탈수탑 재비기에서의 스팀 사용량은 감소하게 된다. PX의 손실과 탈수탑의 응축기에서 스팀 생성량은 미비하다.

#### 4-1-4. 반응기로 유입되는 환류량 변화의 영향

세 번째 응축기에서 나온 액화된 흐름은 반응기와 탈수탑으로 나누어 지게 된다. 이 부분에서 반응기로 환류되는 양의 조절에 따른 전체 이익의 영향을 살펴보았다. 그 결과를 Fig. 7에 나타내었다. 반응기로 환류되는 양을 증가시킬 경우 온도가 낮은 물질의 환류량이 증가하여 응축기1으로 들어가는 기화된 물질의 열량이 감소하게 되고 고압스팀 생산이 감소하고, 중·저압스팀의 생산이 증가한다. 반응기의 환류량의 증가였지만 PX 농도의 감소로 TPA의 수율이 감소하고, HAc의 농도는 감소하였지만 환류량의 증가로 HAc 손실은

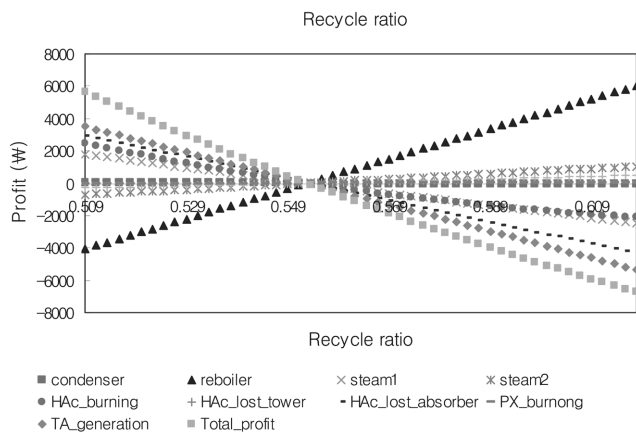


Fig. 7. The amount of profit according to the changes of the recycle ratio.

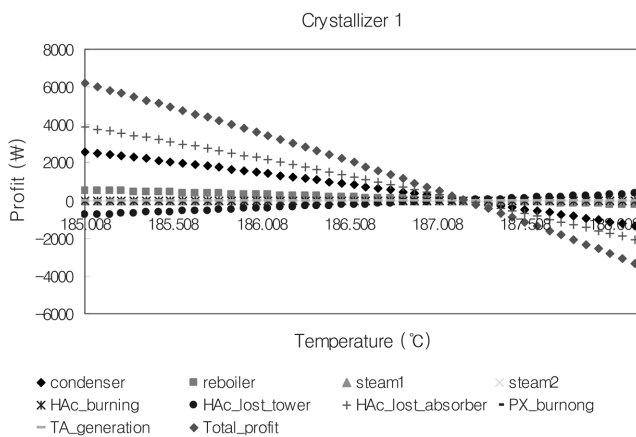


Fig. 8. The amount of profit according to the changes of temperature in the first crystallizer.

증가한다. 응축기에서 탈수탑으로 가는 흐름의 유량이 줄어들게 되어 탈수탑으로 들어가는 흐름의 유량은 줄어들고 HAC 농도는 증가하게 된다. 그 영향으로 증류탑의 입·출력물의 몰비 증가로 인해 재비기의 열량이 감소하게 되어 고압스팀 소비가 줄어든다.

#### 4-1-5. 첫 번째 결정조 온도 변화의 영향

반응기로부터 나온 유출물이 첫 번째 결정조를 거치면서 온도 변화에 따른 전체 이익의 영향을 살펴 보았다. 그 결과를 Fig. 8에 나타내었다. 첫 번째 결정조의 온도를 낮출 경우 흡수탑으로 유입되는 양은 감소하고 두 번째 결정조로 유입되는 양은 증가하게 되어 두 번째 결정조에서 탈수탑으로 유입되는 양은 증가하게 되고, 흡수탑에서 탈수탑으로 유입되는 양은 감소하게 된다. 그 영향으로 탈수탑에 유입되는 흐름의 양과 온도는 증가하나 HAC의 농도감소 및 물의 농도 증가로 인하여 응축기의 열량 증가와 재비기의 열량 감소를 보이게 된다. 응축기의 열량 증가로 저압스팀 생산이 증가하고 재비기의 열량의 감소로 고압스팀 소비량이 감소하게 된다. 첫 번째 결정조에서 흡수탑으로 유입되는 양의 감소로 흡수탑에서 손실되는 HAC의 양이 줄어들게 되고, 탈수탑에서의 HAC 손실이 커진다.

#### 4-1-6. 두 번째 결정조 온도 변화의 영향

두 번째 결정조의 온도 변화에 따른 전체 이익의 영향을 살펴 보

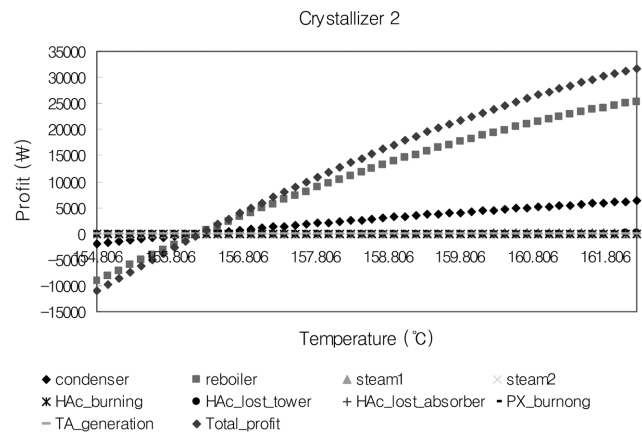


Fig. 9. The amount of profit according to the changes of temperature in the second crystallizer.

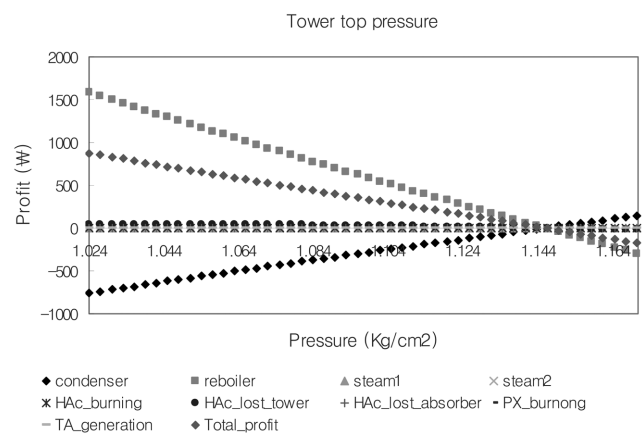


Fig. 10. The amount of profit according to the changes of top pressure in the dehydration tower.

았다. 그 결과를 Fig. 9에 나타내었다. 두 번째 결정조의 온도를 높일 경우 탈수탑에 유입되는 흐름의 양은 증가하나 온도의 감소, HAC의 농도감소 및 물의 농도 증가로 인하여 응축기의 열량 증가와 재비기의 열량 감소를 보이게 된다. 응축기의 열량의 증가로 저압스팀 생산이 증가하고 재비기의 열량의 감소로 고압스팀 소비량이 감소하게 된다. HAC의 손실은 미비하다.

#### 4-1-7. 탑수탑 상부 압력 변화의 영향

탈수탑의 상부인 응축기의 압력 변화에 따른 전체 이익의 영향을 살펴 보았다. 그 결과를 Fig. 10에 나타내었다. 응축기의 경우 압력이 낮아지면 온도도 낮아지므로 응축기의 열량이 감소하게 되어 저압스팀의 생산이 감소하게 되고 탑 상부와 하부가 온도차이와 압력 차이가 커지므로 인해 기화된 물질과 액화된 물질의 물질전달이 잘 되어 환류비와 증류탑의 입·출력물의 몰비가 감소하게 된다. 증류탑의 입·출력물의 몰비의 감소로 인해 재비기의 열량이 감소하여 고압스팀소비가 줄어들게 되고 탑 상부로 유출되는 HAC의 양도 줄어들게 된다.

#### 4-1-8. 탑수탑 하부 압력 변화의 영향

탈수탑의 하부인 재비기의 압력 변화에 따른 전체 이익의 영향을

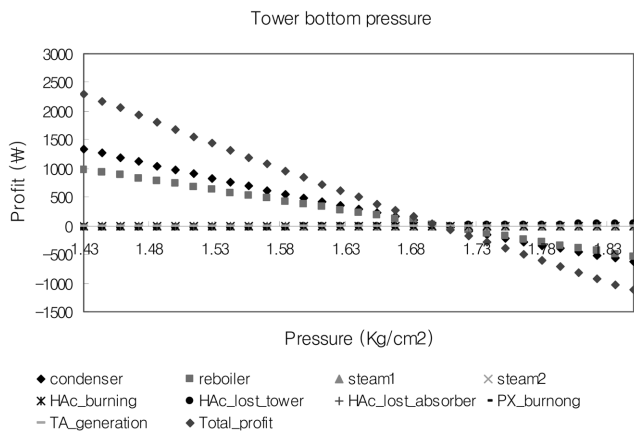


Fig. 11. The amount of profit according to the changes of bottom pressure in the dehydration tower.

살펴 보았다. 그 결과를 Fig. 11에 나타내었다. 재비기의 압력이 낮아지면 온도도 낮아지므로 재비기의 열량이 감소하게 되어 고압스팀의 소비가 감소하게 되고 탑 상부와 하부의 압력차이와 온도차이가 줄어들게 되어 물질 전달이 잘 안되기 때문에 환류비와 증류탑의 입·출력물의 물비가 증가하게 된다. 환류비의 증가로 인해 응축기의 열량이 증가하여 저압스팀 생산이 증가하고, 증류탑의 입·출력물의 물비의 증가로 탑 상부로 유출되는 HAc의 양도 증가하게 된다.

#### 4.2. 최적화 결과

민감도 분석에 의하여 운전 비용에 영향을 주는 정도를 파악하여 정해진 조절 변수를 사용하여 최적화를 실시한 결과를 Table 1과 Fig. 12에 나타내었다. 변수를 추가하며 최적화를 한 결과 변수를 추가할 때마다 운전 비용 절감에 따른 이익은 증가한다.

최적화를 수행할 때 변수 추가 시 발생하는 비용( $\alpha$ ), 즉 운전조건

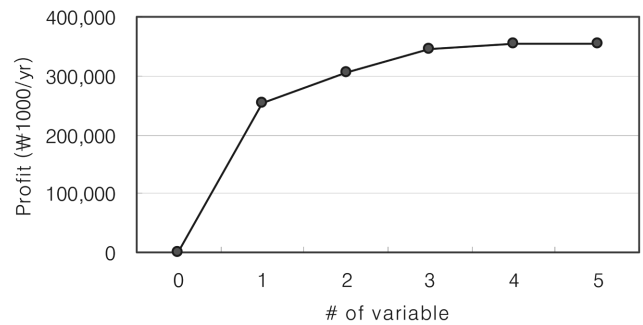


Fig. 12. The rate of increase of total profit.

의 변화로 발생하는 비용은 공장 규모와 인력과 장비를 고려하여 본 대장공정에서는 연간 1000만원으로 산정하였다. 최적화 변수를 1개 사용하면 2억 5,200만원의 이익이 증가하였고, 변수를 1개 더 추가하여 최적화 변수를 2개 사용하면 5,400만원의 이익이 증가한 3억 6,000만원의 이익을 얻을 수 있었다. 최적화 변수 3개까지는 4,500만원이 더 증가하여 3억 5,100만원을 얻을 수 있었으나, 4개 이상의 변수를 사용했을 때는 260만원의 증가로 변수 추가 시 발생하는 비용( $\alpha$ ) 보다 적게 이익의 증가율을 보이므로 최적화를 멈추고 변수를 3개까지 첨가한 최적화를 최종 선택하였다.

Table 2은 변수의 개수를 증가시키며 최적화 한 결과를 세부적으로 분석한 결과이다. 변수를 추가시키며 최적화를 할 때마다 어떤 부분에서 이익이 생기고 비용이 발생하는지 나타내었다.

민감도 분석에서 첫 번째로 선택된 변수, 즉 두 번째 결정조 온도 변화만을 최적화의 변수로 선정하여 최적화를 한 결과는 탈수탑의 재비기에서 고압 스팀 소비가 감소하고, 탈수탑의 응축기에서 저압 스팀 생산이 증가하였다. 이것은 두 번째 결정조 온도의 증가에 따라 두 번째 결정조에서 탈수탑으로 유입되는 흐름의 양은 증

Table 1. The result of hierarchical optimization

	Current value	Optimum value				
		1	2	3	4	5
Crystallizer 2 temperature (°C)	156.234	162.244	162.244	162.244	162.244	162.244
Condenser 1 temperature (°C)	158.681	-	156.091	156.091	156.091	156.091
Crystallizer 1 temperature (°C)	187.167	-	-	185.008	185.060	185.008
Tower bottom pressure (kg/cm <sup>2</sup> )	1.70241	-	-	-	1.67216	1.85080
Recycle ratio	0.55279	-	-	-	-	0.50900
Profit (thousand won/year)	0	251,927	305,585	344,338	353,319	355,663
The rate of increase of total profit		251,927	53,658	38,753	8,981	2,344

Table 2. The result analysis of hierarchical optimization

Profit (₩/hr)	Number of optimum variables				
	1	2	3	4	5
Tower condenser steam generation	6,251	6,216	8,527	8,994	8,146
Tower reboiler steam expend	25,475	25,547	25,505	25,667	21,531
High pressure steam generation	0	18,167	18,167	18,167	19,579
Low pressure steam generation	0	-13,518	-13,518	-13,518	-14,115
Reactor HAc burning	0	-3,360	-3,360	-3,360	-3,648
Tower HAc loss	6	-182	-1,042	-874	-922
Absorber HAc loss	78	1,551	5,035	5,372	7,012
Reactor PX burning	0	-20	-20	-20	-26
Reactor TA generation	-1	4,183	4,183	4,183	7,350
Total profit	31,809	38,584	43,477	44,611	44,907

가하나 온도의 감소, HAc의 농도 감소 및 물의 농도 증가로 인하여 응축기의 열량이 증가와 재비기의 열량 감소를 보이기 때문이다.

민감도 분석에서 첫 번째로 선택된 변수와 두 번째로 선택된 변수, 즉 두 번째 결정조 온도 변화와 첫 번째 응축기의 온도 변화를 최적화의 변수로 선정하여 최적화를 한 결과는 앞에서 수행한 최적화 변수를 1개로 최적화 한 결과보다 약 연간 5,400만원의 이익을 보였다. 이것은 첫 번째 응축기 온도가 감소함으로 인하여 첫 번째 응축기에서 생산되는 고압 스팀의 생산이 증가하고, 두 번째와 세 번째에서 생산되는 중·저압 스팀의 생산이 감소한 것과 반응기로 환류되는 흐름의 증가로 인해 HAc 손실이 증가하고 TPA 전환율이 증가하였기 때문이다.

민감도 분석에서 선택된 변수 중 세 번째로 선택된 변수까지, 즉 앞에서 선택한 변수 두 번째 결정조 온도 변화, 첫 번째 응축기 온도 변화에 첫 번째 결정조의 온도 변화를 추가하여 최적화의 변수로 3개를 선정하여 최적화를 한 결과는 최적화 변수를 2개를 선택한 값보다 약 4500만원의 이익을 더 얻을 수 있었다. 이것은 첫 번째 결정조의 온도 감소로 인하여 결정조에서 흡수탑으로 가는 흐름의 양이 감소하여 대기로 방출되는 양이 감소하였고, 탈수탑으로 유입되는 흐름의 온도 증가로 탈수탑의 응축기의 열량 증가로 저압 스팀의 생산이 증가하였기 때문이다.

민감도 분석에서 4번째로 선택된 변수 탈수탑의 하부 압력 변화를 추가하여 최적을 한 결과 탈수탑의 응축기에서 저압 스팀의 생산 증가와 재비기에서 고압 스팀 사용 감소, 탈수탑에서 HAc 손실이 줄어들어 전체 이익의 증가가 있었지만 증가의 폭이 적었다.

## 5. 결 론

본 연구에서는 기존의 연구에서 수행되었던 한 단의 공정에 초점이 맞춰져 있는 것이 아닌 전역적인 최적 운전 조건을 구하기 위한 공장 전체를 대상으로 운전 비용 절감에 대한 연구를 수행하였다. 공장 규모 최적화에서는 조절 변수가 너무 많기 때문에 본 연구에서 제안한 방법을 사용하여 공장 전체 이익에 가장 영향을 미치는 조절 변수를 선정할 수 있었고, 최적화 조절 변수의 우선순위를 민감도 분석을 통해 얻을 수 있었기 때문에 전체 이익에 영향을 많이 미치는 변수만을 사용하여 최소의 조절 변수로 최대의 이익을 얻을 수 있는 최적화를 할 수 있었다. 사례연구로서 적용한 TPA공정에서는 제시한 방법에 의해 최종 3개의 조절 변수가 선정되었고, 3개의 조절 변수로 최적화 한 결과 추가적인 설비 투자나 물리적인 개조 등이 없이 연간 약 3억 5,000만원의 운전 비용 절감 효과를 얻을 수 있었다.

본 연구에서 제시한 TPA공정은 일반 화학 공장과 같이 반응기, 압축기, 결정조, 열교환기, 탈수탑, 흡수탑 등을 형성하고 있는 공장 중 하나이며 일반 화학 공장에서의와 같이 여러 공정이 연결된 큰 규모 화학 공정(large-scale chemical process)에 대해서도 본 연구에서 제시한 전역적인 공장 규모의 최적화를 적용하면 에너지 혹은 운전 비용 측면에서 큰 절감 효과가 있을 것으로 기대된다.

## 감 사

본 연구를 위해 재정적 지원을 해주신 지식경제부 한국산업단지공단(생태산업단지구축사업)과 에너지관리공단(신재생에너지기술개발사업, 2005-N-FC12-P-01-3-040-2007), 에너지기술혁신 프로그

램(차세대에너지안전 첨단관리 시스템 구축연구단, 2007-M-C23-P-05-1-000), 서울대학교 화공분야 연구인력양성 사업단(Brain Korea 21 project), 한국과학재단(과제번호 R11-2003-006), 서울시 R&BD 프로그램(과제번호 R01-2004-000-10345-0)에 감사를 드립니다.

## 참고문헌

1. Manousiouthakis, V. and Sourlas, D., "Discussion on a Reactor Optimization Problem," *Chem. Eng. Communications*, **130**(1), 139-142(1994).
2. Barolo, M., "Batch Distillation Optimization Made Easy," *Chem. Eng. Edu.*, **32**, 280-285(1988).
3. Cartton, C. C. and Miles, A. R., "Increasing Upstream Profit Through Compressor Optimization," *World Oil*, **244**(9), 52-54(2003).
4. Colantonio, M. C. and Pytlak, R., "Dynamic Optimization of Large Scale Systems: Case Study," *Int. J. Cont.*, **72**(9), 833-841(1999).
5. Sidaoui, H., Binder, Z. and Perret, R., "Tracking Approach in Hierarchical Optimization of Large-scale Systems," *Int. J. Syst. Sci.*, **25**(4), 813-820(1994).
6. Mulvey, J. M., Vanderbei, R. J. and Zenios, S. A., "Robust Optimization of Large-scale Systems," *Oper. Res.*, **43**(2), 264-281(1995).
7. Groumpos, P. P., "Structural Modeling and Optimization of Large Scale Systems," *IEE Proc. Control Theory Appl.*, **141**(1994).
8. Li, L., Qinf, S. and Wan, B., "Intelligent Optimization Method for Large-scale Systems with Fuzzy Parameters," *Comput. Ind. Eng.*, **27**(1-4), 461-464(1994).
9. Darby, M. L. and White, D. C., "On-line Optimization of Complex Process Units," *Chem. Eng. Proc.*, **84**(10), 51-59(1988).
10. Krist, J. H. A., Lapere, M. R., Groot Wassink, S., Neyts, R. and Koolen, J. L. A., "Generic System for on-line Optimization and the Implementation in a Benzene Plant," *Comput. Chem. Eng.*, **81**, 517-524(1994).
11. Zajun Z., Pike, R. W. and Hertwig, T. A., "An Approach to on-line Optimization of Chemical Plants," *Comput. Chem. Eng.*, **19**, 305-310(1995).
12. Verwater-Lukszo, Z. and Keesman, K. J., "Computer-aided Development of Flexible Batch Production Recipes," *Prod. Plan. Control.*, **6**(4), 320-330(1995).
13. Broderick, G., Lanouette, R. and Valade, J. L., "Optimizing Refiner Operation with Statistical Modeling," *Can. J. Chem. Eng.*, **75**(1), 79-87(1997).
14. Cho, J. J., Noh, S. G., Go, S. B., Han, W. W. and Jun, J. G., "Chemical Process Simulation using Aspen Plus," Multi-information-press(2001).
15. Renon, H. and Prausnitz, J. M., "Local Composition in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures," *AIChE J.*, **14**(1), 135-144(1968).
16. Abrams, D. S. and Prausnitz, J. M., "Statistical Thermodynamics of Liquid Mixtures: A New Expression for the Excess Gibbs Energy of Partly or Completely Miscible Systems," *AIChE J.*, **21**(1), 116-128(1975).
17. Redlich O. and Kwong, J. N., "On the Thermodynamics of Solutions; An Equation of State; Fugacities of Gaseous Solutions," *Chem. Rev.*, **44**(1), 233-244(1949).
18. Soave, G., "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-kwong Equation of State," *Chem. Eng. Sci.*, **27**, 1197-1203(1972).