

## 증류탑 최적 설계를 위한 경험 법칙 제시 및 자동화

채현엽\*<sup>†</sup> · 이종민\*\* · 정광섭\*\*\*

\*서울대학교 공학전문대학원 응용공학과  
08826 서울시 관악구 관악로1  
\*\*서울대학교 화학생명공학부  
08826 서울시 관악구 관악로1  
\*\*\*서울대학교 공학전문대학원  
08826 서울시 관악구 관악로1

(2019년 11월 28일 접수, 2020년 6월 2일 수정본 접수, 2020년 6월 11일 채택)

## Heuristic Rules and Automation for Optimal Design of Distillation Column

Hyunyeob Chae\*<sup>†</sup>, Jongmin Lee\*\* and Kwangseop Jung\*\*\*

\*Graduate School of Engineering Practice, Seoul National University,  
1, Gwanak-ro, Gwanak-gu, Seoul, 08826, Korea

\*\*Department of Chemical Biological Engineering, Seoul National University,  
1, Gwanak-ro, Gwanak-gu, Seoul, 08826, Korea

\*\*\*Graduate School of Engineering Practice, Seoul National University,  
1, Gwanak-ro, Gwanak-gu, Seoul, 08826, Korea

(Received 28 November 2019; Received in revised from 2 June 2020; Accepted 11 June 2020)

### 요 약

증류탑은 경제적 효율성, 높은 신뢰성 및 자료 확보의 용이성으로 석유화학 공정 설계 시 화학 성분의 분리를 위해 적용되는 주된 기술 중 하나이다. 하지만, 기본적으로 에너지 소비 및 투자비가 높은 설비이기 때문에, 운전비와 투자비에 대한 Trade-Off 분석을 진행하여 가장 경제적인 증류탑 설계 진행이 필요하다. 본 연구에서는 가능한 많은 공정 엔지니어의 활용을 위해 대중적 공정 모사 프로그램인 Aspen Plus를 사용하여 검토를 진행하였다. 증류탑 최적화 진행시의 설계 변수를 정의하여 공정 엔지니어의 주관적인 판단에 의한 설계 품질의 편차를 최소화 하였으며, 불필요한 검토 과정 배제 및 체계적/효율적인 절차를 수립하여 설계에 소요되는 시간 및 인력 소모를 최소화 하였다. 또한, 증류탑 단순 최적화 검토시 투자비의 신뢰성 있는 산출을 위해 APEA (Aspen Process Economic Analyzers) 프로그램을 도입하고, APEA 사용에 대한 효율적인 방법에 대해서도 다방면으로 검토하여 최적화 절차를 수립하였다.

**Abstract** – Distillation columns are one of the main equipment used for the separation of chemical components in petrochemical process design. However, in spite of the efficient operation in wide range, and the advantage of data collection for equipment verification, the distillation columns are inherently known for high energy consumption and capital cost. Hence, the trade-off analysis needs to be done between investment cost and operation cost to develop the most economical distillation columns. This study was conducted using Aspen Plus, a popular process simulation program, in the pursuit of broad application by as many process engineers as possible. In this paper, design variables for optimization of distillation columns were defined to improve emphatically the design quality with reducing erratic practice of many engineers. In addition, by eliminating unnecessary reviewing step and establishing systematic and efficient procedures, the amount of time for design and human resources were minimized. Aspen Process Economic Analyzers (APEA) program was introduced in order to calculate the investment cost reliably, and the efficient systematic procedure for utilization of APEA was established.

Key words: Distillation, Optimal design, APEA, Aspen process economic analyzer

### 1. 서 론

증류탑은 일반적으로 석유화학 공정 설계시 화학 성분의 분리를 위해 사용되는 주된 기술 중 하나이다. 이는 증류탑이 다른 분리 방법 대비 경제적 측면에서의 효율이 뛰어나기 때문이다. 또한 오랜

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.

E-mail: chingu7908@naver.com

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

기간 동안 전 세계적으로 다양한 공정에 적용되어 기술에 대한 신뢰성이 높으며, 광범위한 정보가 공개되어 있다.

경제적 효율성으로 증류탑이 많이 적용됨에도 불구하고, 기본적으로 증류탑은 에너지 소비 및 투자비가 굉장히 높은 설비이다. 따라서, 투자비와 운전비(에너지)에 대한 Trade-Off 분석을 진행하여 가장 경제적인 증류탑 설계를 진행하여야 하지만, 체계적인 최적화 절차를 보유하고 있지 않은 대부분의 회사에서는 검토에 필요한 절차를 누락하거나 불필요한 검토 진행으로 소중한 인력을 낭비하는 등 비효율적인 검토를 진행하는 경우가 많다. 또한, 공정 엔지니어의 주관적인 판단에 의한 검토 진행으로 담당자별 검토 결과 및 기본설계 성과품에 차이가 발생하고, 이 설계 결과를 바탕으로 투자 진행시 설계 변경으로 인한 투자비 손실 및 프로젝트 전체 일정에 영향을 주기도 한다.

일반적으로 증류탑 최적화 진행시 엔지니어가 빈번하게 범하는 실수는 다음과 같다.

- ① 설계 시작단계에서 바로 Rigorous Method 계산 진행하여, Shortcut Method에 의한 설계 범위 미확인으로 수렴을 위한 많은 시간 소요된다.
- ② Shortcut Method 통한 개념설계(Conceptual Study) 진행으로 계산 결과 오류에 의한 잘못된 결론을 도출한다.
- ③ Rigorous Method 계산 수행 후, 최적화 검토 미진행으로 설계 품질 저하가 발생한다.
- ④ Rigorous Method 최적화 검토 시, 설계 변수 간의 상관관계 미 인지로 인한 반복 계산 미수행으로 설계 품질 수준 저하가 발생한다.

대부분의 경우 증류탑 설계는 복잡하고 최적화되어야 할 다중 변수를 가지고 있다. 또한, 최적화 과정은 운전적 제한(Constraint)과 설계 조건을 완전히 만족시키면서, 원하는 목적함수를 최소/최대화 하는 공정 변수의 최적 조건에 도달하는 과정은 수많은 반복 계산과 시간을 필요로 한다.

최적화 단계에서 고려되어야 하는 투자비의 신뢰성 있는 산출은 최적화 결과의 설계 품질에 많은 영향을 준다. 하지만, 일반적으로 설계 초기 단계인 개념설계(Conceptual Study)/타당성 검토(Feasibility Study)나 기본설계(Basic Engineering) 단계에서는 투자비를 산출할 수 있는 상세한 정보가 부족하기 때문에, 신뢰성 있는 투자비 산출을 위해서는 이 단계에서 주로 사용되는 Factor Based Estimation에 적용되는 매개변수(Parameters)의 신뢰성이 중요하다. 그러나, 일반적으로 이 매개변수를 주기적으로 보완/관리하는 회사는 적으며, 유사한 공정의 자료를 언더라도 정확히 적용하고자 하는 프로젝트와 일치하는 정보를 얻지 못할 가능성도 크다. 이와 같은 투자비 산출의 어려움 때문에, 증류탑 단수 최적화 분석시 투자비를 고려하지 않은 에너지 측면에서의 최적화만을 진행하는 경우가 많다. 또한, 현재의 에너지 비용의 지속적인 증가, 환경에 대한 규제 증가(이산화탄소 배출 저감) 경향 및 촉박한 프로젝트 일정은 단순히 공정 엔지니어의 관점에서 투자비에 대한 중요성을 누락하는 오류를 증가시킨다.

본 연구는 석유화학 공정의 대표적인 공정 설비인 증류탑의 최적화 절차에 관한 것이며, 불필요한 검토 과정 배제 및 검토를 위한 가장 효율적인 방법을 도출하여 설계에 소요되는 시간 및 인력 투입의

최소화를 기하고자 하였다. 그리고, 실무자의 입장에서 많은 공정 엔지니어에게 실질적인 활용성을 제시하기 위해, 실제 대중적으로 석유화학 공정 설계에 많이 사용되는 공정 모사 프로그램인 Aspen Plus를 사용한 구체적인 기능 활용 및 최적화 절차를 도출하고자 하였다.

설계 품질에 많은 영향을 주는 투자비의 신뢰성 있는 산출을 위해, 증류탑 단수 최적화 검토시 APEA (Aspen Process Economic Analyzers) 프로그램을 도입하고 APEA 사용에 대한 효율적인 절차에 대해서도 다방면으로 검토해 보고자 한다. 또한, 공정 엔지니어의 주관적인 판단에 의한 설계 품질의 편차를 최소화하기 위해 증류탑 최적화 진행시의 설계 변수를 정의하고 설계 절차를 체계화할 수 있는 방법을 검토하였다.

## 2. 연구 현황

현재까지 공개된 증류탑 최적화 설계 절차에 대한 내용을 확인하고, 앞으로의 연구 진행 방향 설정에 도움을 얻고자 하였다. 여기에 정리된 내용 외에도 증류탑 설계에 대한 많은 자료가 공개되어 있으나, 지면의 제한으로 본 연구의 목적에 가장 근접한 자료 위주로 내용을 정리하였다.

### 2-1. Distillation Design by Kister 등[1]

증류탑 설계 변수 간의 영향 관계에 대한 개념적인 내용은 설명하고 있으나 전반적으로 이론 위주의 내용이며, 공정 모사를 활용한 구체적인 증류탑 설계 절차를 제시하고 있지는 않다.

### 2-2. Plant Design and Economics for Chemical Engineers by Peters 등[2]

증류탑 설계 절차에 대해서 아래와 같이 간략히 설명되어 있으나, 공정 모사를 활용한 구체적인 증류탑 설계 절차는 제시되어 있지 않다.

- ① 설계 기준 설정 : 조성, 물성 자료, 원료 투입 유량, 최대 온도/압력, 증류탑 압력 강하 제한 등
- ② 증류탑 상부 압력 설정 : 하절기 냉각수 온도 대비 5~10°C 높은 기포점 압력 산정
- ③ 환류비 설정 :  $> 1.2 \times$  최소환류비
- ④ 상평형 설정 : 서로 상충관계에 있는 투자비와 운전비에 대한 경제성 분석의 필요성을 제시하고 있다.
- ⑤ 상평형 설정 : 상평형 모델로 활동도 계수 모델(Activity Coefficient Model) 계열만 소개하고 있으며, EOS (Equation of State, Cubic Equation) 계열은 언급하지 않고 있다.
- ⑥ 증류탑 내부(Internal) 선택 : 증류탑 및 내부 구매 비용 등의 투자비 관련 자료는 경제성 분석시 유용하게 활용할 수 있을 것으로 생각된다.

### 2-3. Chemical Engineering Design: principles, practice and economics of plant and process design by Towler와 Sinnott[3]

증류탑 설계 절차에 대해서 아래와 같이 간략히 설명되어 있으나,

공정 모사를 통한 운전 조건이 설정되지 않은 상태에서 증류탑 내부가 선정되는 등 증류탑 설계 절차가 체계적이지 않다. 또한 공정 모사를 활용한 구체적인 증류탑 설계 절차는 제시되어 있지 않다.

- ① 생성물 규격(Product Spec') 설정
- ② 운전 압력 설정
- ③ 내부 선정(단 혹은 충전물)
- ④ 단수 및 환류량 설정
- ⑤ 크기(Size) 계산 : 직경(Diameter), 실제 단수
- ⑥ 내부 설계 : 단(Plates), 분배기(Distributors), 충전물 받침판(Packing Supports).
- ⑦ 기계적 설계(Mechanical Design) : 용기(Vessel), 내부 이음쇠(Internal Fittings)

#### 2-4. Separation Process Principles by Seader 등[4]

전체적으로 수 계산 및 이론 설명에 집중되어 있으며, 공정 모사를 활용한 구체적인 증류탑 설계 절차는 제시되어 있지 않다.

#### 2-5. Distillation Design and Control using ASPEN Simulation by Luyben[5]

Aspen Simulation을 활용한 기본 설계 및 최적화 과정의 예시를 보여주고 있다. 그러나, 제시된 절차가 일반 교재에 설명된 것과 유사하게 체계적이지 않으며, 설계 변수 간의 영향을 고려한 반복 계산의 필요성 및 다중 공급 흐름(Multi-Feed Streams), 다중 조성(Multi-Components) 등의 복잡한 시스템에 대해서는 다루고 있지 않다.<sup>1)</sup>

- ① 조성, 물성치 설정
- ② 증류탑 압력 설정
- ③ 생성물 규격 설정(초기치)
- ④ Rigorous Model 설정(초기치 : 임의 값 적용)

초기치 설정에 대한 기준을 제시하고 있지 않다. 공정에 대한 기본 지식이 있는 단순 이성분 혼합물(Binary Mixture)에서는 임의 값 적용을 통한 Rigorous Method 계산을 진행하더라도 수렴에 문제는 없다. 하지만, 공정에 대한 기본 정보가 없는 상태에서 다중 혼합물(Multi-Mixture) 및 복잡한 시스템을 설계할 경우, Shortcut Method를 통한 기본 설계 범위를 설정하지 않은 상태에서는 Rigorous Method 계산의 수렴이 어려울 것으로 생각된다.

- ⑤ 공급 단수 최적화 : (단일 공급 기준) 민감도 분석(Sensitivity Study) 진행
- ⑥ 최소 환류비, 최소 단수 확인
- ⑦ 단수 최적화

증류탑 용기(내부 제외), 열교환기(응축기/리보일러) 반영(펌프, 밸브, 환류 원통 제외)하여, Factor Based Estimation 수행하였다.

증류탑 이론단수를 기준으로 투자비를 산정하고 있으나, 투자비 산출 시에는 총괄 단 효율(Overall Tray Efficiency)을 고려한 실제 단수를 반영하여야 하므로 실제보다 낮은 투자비가 산출된 것으로 판단된다. 또한, Factor Based Estimation 수식에 적용되는 매개변수의 설정에 따라 신뢰되는 편차가 높을 것으로 생각된다.

경험 법칙에 의한 최적 단수 및 환류비 인자(Reflux Ratio Factor) 검증은 진행하였다. 일반적으로 최적 단수는 최소 단수 × 2 (경험 법칙)으로 결정되는데 실제로는 2.8이었으며, 최적 환류비는 최소 환류비 × 1.2 (경험 법칙)이나 실제로는 1.04가 도출되었다.

- ⑧ 생성물 규격 최적화

#### 2-6. A Hierarchical Approach to Optimize LNG Fractionation Units by Alfadala 등[6]

공정 모사를 활용한 증류탑 최적화 방법을 제시하고 있으나, 상세 설계에 대한 접근 방법이 CGCC(Column Grand Composite Curve)를 활용한 최적 공급 위치(Optimum Feed Location), 환류 변경(Reflux Modification), 공급 예열/냉각(Feed Preheating/Cooling), 보조 응축/리보일링(Side Condensing/Reboiling) 설정 방법에 대해 설명하고 있다.

CGCC의 경우 유틸리티 비용을 줄이거나 Debottlenecking의 가능성을 보기 위해 개념적인 접근에는 유용하나, 기본 설계에서는 수치적인 접근이 필요하기 때문에 CGCC만으로 설계를 진행하기는 어려울 것으로 판단된다.

연구 현황 검토 내용을 기반으로 일반적인 증류탑 최적화 진행 절차를 정리하면 Fig. 1과 같다. 현재까지 발표된 교재/학회자료/논문 등에는, 공정 모사를 활용한 증류탑 설계의 구체적인 절차가 기술되어 있지 않았다. 그리고, 증류탑 설계 변수 간의 상관관계(증류탑 단수 - 공급 단수 - 생성물 규격)를 고려한 반복 계산 수행의 필요성 또한 제시되어 있지 않으며, 증류탑 단수 최적화와 연계된 투자비 산출 방법에서는 전통적인 Factor Based Estimation에 대한 방법만이 설명되어 있었다.

### 3. APEA(Aspen Process Economic Analyzers) 특징

#### 3-1. Factor-Based Estimation(일반 투자비 산출 방법)

Factor-Based Estimation은 기존 프로젝트로부터의 설비 정보를 사용하여 투자비를 예측하는 것이며, 일반적으로 단지 개념설계 단계에서의 투자비 예측에 유용하다. 통계적인 관계를 사용하는 것으로 일반적으로 다음의 세가지로 구분할 수 있다[7].

##### 3-1-1. Capacity Factor Estimation (CFE)

유사한 Plant Capacity와 설비 구성을 가지는 기존 프로젝트 투자비로부터 신규 프로젝트에 대한 투자비를 예측하는 방법이다.

$$\frac{\text{Cost}_B}{\text{Cost}_A} = \left( \frac{\text{Cap}_B}{\text{Cap}_A} \right)^r$$

Cost : Cost of Plants

Cap : Capacities of Plants

r = Proration factor (0.5~0.85)

기존 공정이 신규 공정과 유사하여야 하며, 지역과 비용 상승에 대한 조정이 필요하다. 신규 프로젝트의 용량(Capacity)이 기존 공정을 초과할 경우, 실제 투자비와의 차이가 높게 발생할 수 있다.

##### 3-1-2. Equipment Factor Estimation (EFE)

장치 비용(Equipment Item Cost)을 기준으로, 누적된 실적에 기

<sup>1)</sup>동적 모사(Dynamic Simulation)에 중점을 둔 책이기 때문에, 정상상태 모사(Steady-State Simulation) 설정 절차에서는 C3-C4 이성분 혼합물의 간단한 시스템 위주로 설명하고 있다.

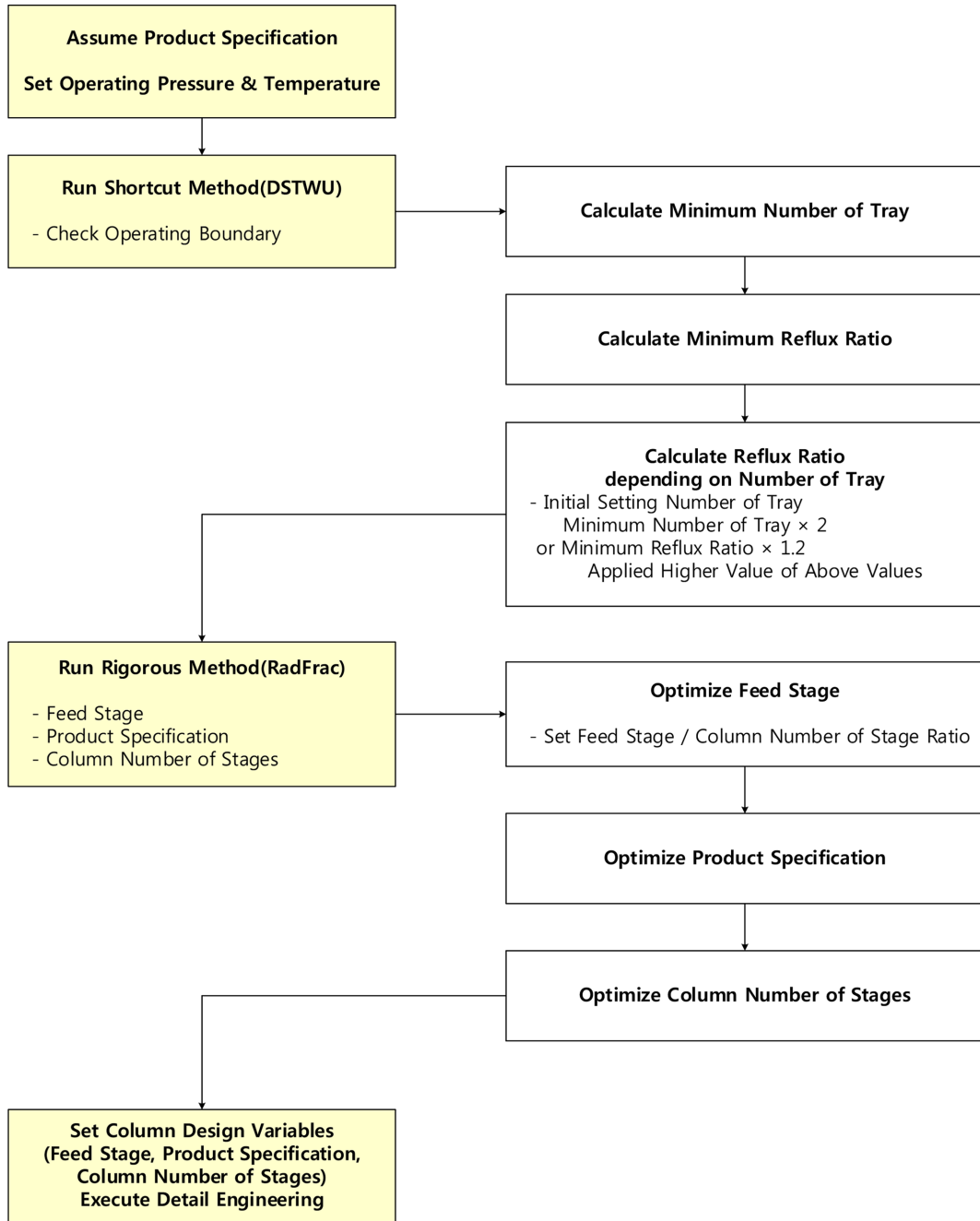


Fig. 1. Typical optimal design procedure of distillation column.

반한 비장치 비율(Non-Equipment Item Ratio)을 적용하여 전체 투자비를 산출하는 방법이다.

엔지니어링 설계(Engineering Design)가 1~15% 완료된 시점에서 활용할 수 있는 방법이며, 엔지니어링 투자 진행 결정 시점인 Class 3 단계에 사용될 수 있다.

이 방법은 적용되는 장치 비용 및 장치 인자(Equipment Factor)가 신뢰성이 있어야 하며, 프로젝트 조건에 따라 적절한 조절이 반드시 이루어져야 한다.

3-1-3. Parametric Cost Estimation

CFE와 EFE는 모두 Parametric Cost Estimation의 예시이며, 비용

관계에 대해 수학적으로 표현한 것을 모두 Parametric Cost Estimation 이라고 한다. 대표적으로 장치의 기본 설비 크기(Size)를 기반으로 Total Module Cost, Grassroots Cost를 산출하는 CAPCOST 프로그램도 하나의 적용 예시이다[8]. 이것은 제한된 정보를 가지고 장치 비용과 전체 플랜트 비용(Total Plant Cost)을 산출하는데 사용되며, 이전 프로젝트로부터의 정확한 비용과 회사내 엔지니어링 경험과 기술이 신뢰도를 좌우한다.

3-2. Model-Based Estimation (APEA 투자비 산출 방법)

Model-Based Estimation은 Volumetric Model 이라고도 하며, 실제 장치 치수(Equipment Dimensions), 적용 정보(Application Information),

프로젝트 규격(Project Specifications)을 사용한다. Volumetric Modeling은 각 설비에 대해 필요한 설치 Bulk Materials를 자동으로 설계하고 투자비를 산출한다. Volumetric Model의 계산 순서는 개념 장치 설계(Conceptual Equipment Design), 제조 모델 (Model Fabrication), 설치/공사 모델(Model Installation / Construction) 및 완료(Complete Scope) 순으로 진행된다.

예를 들어 증류탑을 모델링(Modeling) 한다고 하면, 설계를 위한 기준(Template)이 설정되고 공정 모사 결과가 입력되면, 자동으로 장치 설계를 진행하여 장치 목록(Equipment List)이 산출된다.

장치 목록의 기본 정보인 직경(Diameter), 길이(Tan/Tan Length), 설계 압력/온도, 재질, 단수가 자동으로 제조 공정(Fabrication Process)으로 입력되게 되고, 원통/헤더/노즐 제조(Shell/Head/Nozzle Fabrication)를 위해 필요한 판 비용(Plate Cost), 용접, 설치비(필요 시간, 인건비, 소비재)가 자동으로 계산된다. 또한, Model Based Estimation은 각 엔지니어링 기준을 고려하여 벌크 재료에 반영한다. 즉, 초기 설계에 대한 기준만 명확히 입력되면, 이후에는 설정된 견본(Template)를 활용하여 단시간에 정확도 높은 투자비를 산출할 수 있다[7].

### 3-3. Benefits of Model-Based Estimation

Model-Based Estimation의 장점을 요약하면 다음과 같다[7].

- ① 투자비 산출의 정확도 증가로 투자 위험을 감소 시킨다.
- ② 투자비 결과를 빠르게 도출할 수 있다.
- ③ 업무 부하가 급격히 감소한다.
- ④ 결과에 대한 시각화로 이해가 용이하며, 모든 자료가 상호 연결되어 있어 투명성 있고 일관된 자료 관리가 가능하다.

## 4. 검토 공정 선정

### 4-1. 선정 배경

본 연구의 목적은 보편적으로 적용할 수 있는 증류탑 최적화 설계 변수 및 절차를 검토하는 것이기 때문에, 화학물질간의 비이상성으로 인한 검토 결과의 오류를 최대한 배제하기 위해 세계적으로 많이 적용/운전되고 있는 석유화학공정인 납사 분해공정(Naphtha Cracking Center, NCC)의 증류 공정을 기준으로 검토를 수행하였다.

### 4-2. 검토 증류탑 선정

납사 분해공정<sup>2)</sup> 내 최적화의 난이도가 높은 3개의 다중 공급 흐름(Multi-Feed Streams)를 가진 C2 분리공정의 Deethanizer를 기준으로 최적화 변수 및 설계 절차를 검토하고, 검토된 결과를 단일 공급(Single Feed)/측면 생산(Side Product)을 가진 Ethylene Fractionator와 가장 일반적인 단일 공급, 상부/하부 제품 생산(Top/Bottom Product)로 구성된 Debutanizer에 적용하여 검토된 결과의 신뢰성을 보여주고자 한다.<sup>3)</sup>

### 4-3. 선정된 증류 공정 개요

#### 4-3-1. Deethanizer

Deethanizer로 유입되는 2개의 공급 흐름(Feed Streams)은 Demethanizer의 하부 생성물(Bottom Products)이 다른 공정 흐름(Streams) 간의 열 통합(Heat Integration)을 위해 Cold Box 시스템을 거쳐 Deethanizer 운전에 적절한 조건으로 맞춰진 후, 2상(Vapor & Liquid)과 액상으로 각각 유입된다. 나머지 한 개의 공급 흐름은 Deethanizer 상부 생성물(Overhead Product)이 Acetylene Converter 및 C2 Green Oil Absorber를 거쳐 생성된 액체를 다시 Deethanizer

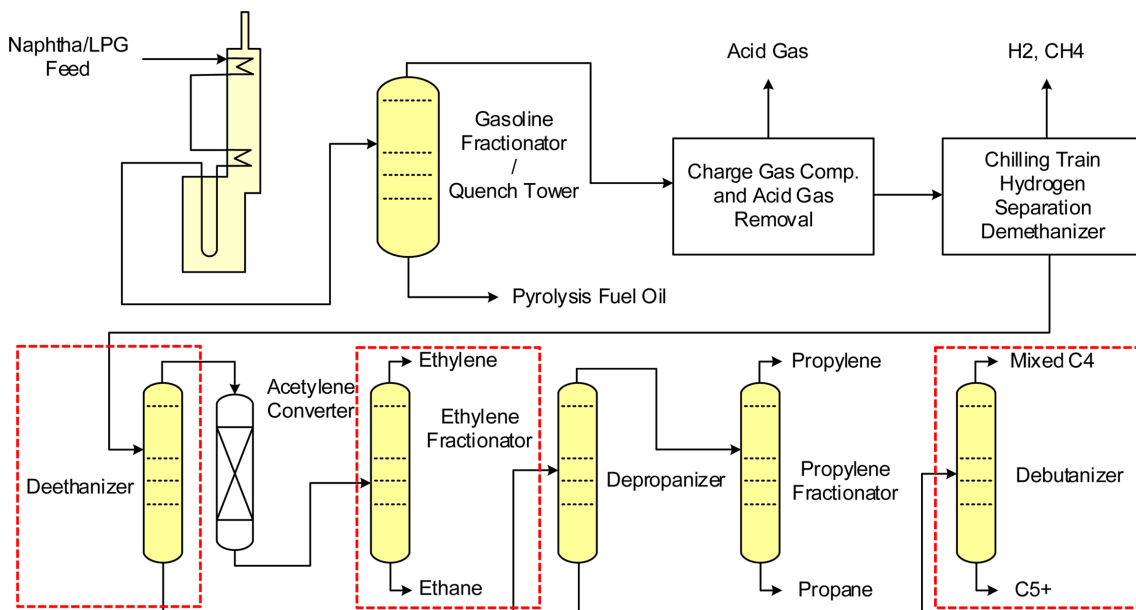


Fig. 2. NCC(Naphtha Cracking Center) process overall scheme and selected distillation column.

<sup>2)</sup>납사를 고온에서 분해한 후 냉각, 압축, 분리 등의 과정을 통해 에틸렌, 프로필렌, 부타디엔 등 기초유분을 생산하는 공정이다.

<sup>3)</sup>검토 공정을 선택한 큰 이유 중 하나는, 저자가 납사 분해공정에 대해 기본설계부터 현장 운전까지 모든 과정을 경험하였고, 또한 실제 최적화 과정에서 경험하였던 문제점들이 본 연구를 시작한 동기가 되었기 때문이다.

에서 정제하기 위해 재순환(Recycle) 되는 것이다.

Deethanizer에서 유입된 공급 흐름은 C2 이하의 가벼운(Lighter) 성분은 상부 생성물로, C3 이상의 무거운(Heavier) 성분은 하부 생성물로 정제된다.

4-3-2. Ethylene Fractionator

Deethanizer 상부 생성물은 Acetylene Converter에서 수소와의 수침 반응을 통해 아세틸렌을 모두 제거한 후 Ethylene Fractionator로 유입된다. Ethylene Fractionator에서 에틸렌 성분은 상부 생성물로 배출되어 제품으로 판매되며, 에탄 성분은 하부 생성물로 배출되어 연료로 사용되거나 Ethane Cracker로 재순환 된다.

4-3-3. Debutanizer

Depropanizer에서 C3 이하의 가벼운 성분을 제거한 하부 생성물은 Debutanizer로 유입되어, 상부 생성물로 C4 혼합물(Mixed C4) 성분이 하부 생성물로 C5 이상 성분이 분리되어 제품으로 판매된다.

5. 결과 및 고찰

5-1. Shortcut Method 계산 절차 검토

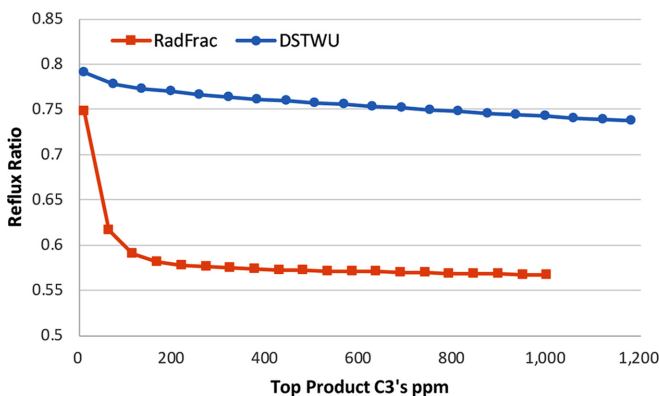
일반적인 증류탑 최적화 절차에서는 Shortcut Method를 통해 최소 단수(Minimum Number of Trays), 최소 환류비를 계산한 후 하기의 수치를 곱하여 Rigorous Method 계산의 초기치로 사용하는 것을 추천하고 있다[1,4,5].

일반적인 지침(General Guide)은 식 (1), (2)와 같으며, 2개의 경험 법칙 중 높은 단수를 선정한다.

$$\begin{aligned} \text{단수} &= \text{최소 단수} \times 2 & (1) \\ \text{환류비} &= \text{최소 환류비} \times 1.2 & (2) \end{aligned}$$

Deethanizer의 Shortcut Method를 통한 최소 단수는 27단, 최소 환류비는 0.698이 계산되었다. 여기서, 최소 환류비에 의한 초기치를 산정하기 위해서는 증류탑 단수에 따른 환류비에 대한 개념 분석(Conceptual Case Study)을 수행하여 식 (2)에서의 증류탑 단수를 추가로 확인하여야 한다.

Shortcut Method(DSTWU)에서의 계산 결과의 신뢰성을 검증하기



(a) Overhead Product Spec' vs Reflux Ratio

위해 Rigorous Method(RadFrac) 계산 결과와의 비교 결과는 [Fig. 3]과 같다. Rigorous Method에서의 환류비 감소 폭이 더 높으며, 전반적으로 Shortcut Method에서 환류비가 더 높게 형성되고 있으나, 응축기(Condenser)/리보일러(Reboiler)에서의 소요 열량(Heat Duty)은 더 낮은 계산 결과를 나타내고 있다. 또한, Shortcut Method에서는 환류비가 감소함에도 응축기 소요 열량은 증가하는 경향을 보여 계산 결과의 신뢰성이 없다는 것을 확실하게 보여주고 있다. 따라서, Shortcut Method 계산 결과 중 최소 단수만을 활용하여, Rigorous Method 계산 진행을 위한 증류탑 단수의 초기치 산출 용도로만 사용하는 것이 좋을 것으로 판단된다.

식 (2)를 초기치에 활용하기 위해서는 증류탑 단수에 따른 환류비를 Gilliland Correlation 방법을 통해 개념 분석(Conceptual Case Study) 진행하여야 하나, 계산 결과의 신뢰성이 낮고 분석 작업의 추가 인력이 필요하게 되므로 절차에서 배제하는 것이 옳바르다고 생각된다.

최적화 절차 반영 사항을 정리하면, Shortcut Method에서 개념 분석(Conceptual Case Study) 절차를 배제하고, 최소 환류비 결과를 미반영하여 Rigorous Method에서의 증류탑 단수 초기치는 식 (1)로만 결정하는 것이다.

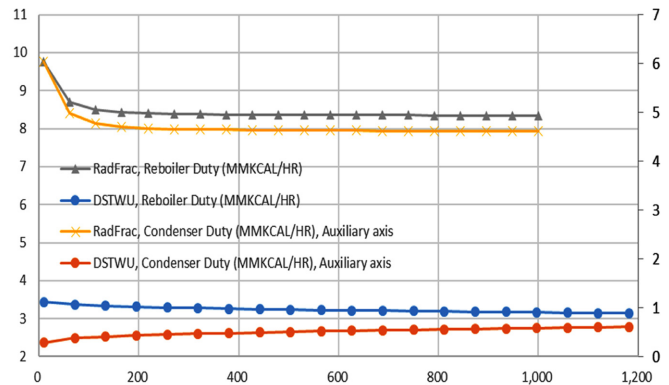
5-2. Rigorous Method 계산 절차 검토

5-2-1. Feed 단수 최적화

개별 공급 단수에 따른 환류비를 민감도(Sensitivity) 분석 진행하여, 최소 환류비에서의 단수를 기준으로 공급단수비율 식 (3)을 도출한 후 생성물 규격 및 증류탑 단수 최적화 분석 시 공급 단수 설정에 활용한다.

$$\text{공급단수비율(Feed Ratio)} = \frac{\text{공급단수}}{\text{증류탑 단수}} \quad (3)$$

일반적으로 증류탑 구성이 다중 공급 흐름(Multi-Feed Stream) 이더라도, 개별 공급 단수(Feed Stage) 분석<sup>4)</sup>만 진행하고, 공급 흐름 간의 영향을 고려한 동시 최적화를 진행하지 않는 경우가 많다. 여기서는 다중 공급 흐름 모두를 동시에 변화시켜, 단일 공급 흐름 최적화 결과와 동일하지 비교하여 다중 공급 흐름(Multi-Feed Stream) 동시 최적화 검토의 필요성에 관해 확인 하였다.



(b) Overhead Product Spec' vs Condenser/Reboiler Heat Duty

Fig. 3. Comparison : shortcut vs rigorous method.

<sup>4)</sup>다른 공급 흐름(Feed Streams) 단수를 고정시킨 상태에서 변수 1개만을 변경

Table 1. Simultaneous optimization results of multi-feed stages (Deethanizer)

Product Spec' (ppm)	Column Number	Stream No <sup>5)</sup>	Result of each feeds optimization <sup>6)</sup>		Result of simultaneous feeds optimization <sup>7)</sup>		Stage Deviation
			Stages	Ratio	Stages	Ratio	
100	120	①	28	0.233	19	0.158	-9
		②	57	0.475	47	0.392	-10
		③	8	0.067	1	0.008	-7
	100	①	26	0.260	19	0.190	-7
		②	66	0.660	47	0.470	-19
		③	10	0.100	1	0.010	-9
	80	①	21	0.263	18	0.225	-3
		②	66	0.825	42	0.525	-24
		③	10	0.125	1	0.013	-9
60	①	18	0.300	18	0.300	0	
	②	34	0.567	29	0.483	-5	
	③	4	0.067	4	0.067	0	
10	120	①	28	0.233	26	0.217	-2
		②	57	0.475	54	0.450	-3
		③	8	0.067	10	0.083	2
	100	①	26	0.260	26	0.260	0
		②	66	0.660	53	0.530	-13
		③	10	0.100	10	0.100	0
	80	①	21	0.263	26	0.325	5
		②	66	0.825	44	0.550	-22
		③	10	0.125	10	0.125	0
1	120	①	36	0.300	32	0.267	-4
		②	57	0.475	60	0.500	3
		③	17	0.142	17	0.142	0
	100	①	36	0.360	32	0.320	-4
		②	57	0.570	58	0.580	1
		③	17	0.170	17	0.170	0
	80	①	31	0.388	28	0.350	-3
		②	47	0.588	48	0.600	1
		③	16	0.200	16	0.200	0

각 공급 흐름을 동시에 변수로 설정하게 되면 수 많은 경우의 계산으로 인해 컴퓨터 부하 및 계산 시간의 증가로 최적화 과정을 진행할 수 없다. 예를 들어, Deethanizer의 경우, 3개의 공급 흐름, 증류탑 단수 58단(Net, 응축기/리보일러 단수 제외)에서  $58 \times 58 \times 58 = 195,000$  가지의 경우의 수가 생성되게 된다. 따라서, 개별 공급 단수 분석을 통해 기준값을 선정한 후, 일정 범위로 경우의 수를 제한하여야 한다. 동시 최적화 계산 결과(Table 1) 공급 흐름 간 서로의 영향성으로 인해 단일 최적화 결과 대비 0~24 단의 편차를 보이고 있어, 다중 공급 흐름의 동시 최적화는 반드시 필요하다. 계산의 범위는 발생 경우의 수를 고려하여 단일 공급 최적화 결과에서 하한(Low Limit)은 -2, 상한(High Limit)은 +2 로 설정하면 합리적 일 것으로 판단된다.

### 5-2-2. 생성물 규격 최적화

생성물 규격(Product Specification) 최적화는 상부/하부 생성물

모두가 제품으로 판매되는 경우, 제품의 규격에 의해 운전 변수가 고정되므로, 분석 진행이 불필요하다. 하지만, 일반적으로 상부나 하부 생성물 중 1개의 규격은 제품 혹은 공정 필요성에 의해 결정되고, 나머지 생성물의 경우 경제성에 의해 규격이 결정된다.

이 연구에 검토된 Deethanizer의 경우, 상부 생성물은 고정된 제품 규격이 없기 때문에 운전 비용과 제품 손실<sup>8)</sup> 비용이 최소화되는 지점을 찾기 위해 변수로써 설정된다. 하부 생성물은 C2's(에탄/에틸렌) 조성 증가 시 하부 설비에서의 배기량(Vent) 증가로 인해 C3 성분의 손실이 발생하므로 최소값인 C2's 1 ppm으로 고정된다.

Aspen Plus 내부의 Optimization<sup>9)</sup> 기능을 활용할 경우, 이미 만들어진 형식 및 계산 로직(Logic)을 활용함으로써 기존 민감도(Sensitivity) 분석을 위한 각 변수 설정 및 최적 생성물 규격(Product Specification) 분석을 위한 수동 계산(Excel 작업) 과정을 최소화 할 수 있다. 또한, 허용값(Tolerance)을 엄격(Tight)하게 설정하여 도출값의 신뢰성 향상, 민감도(Sensitivity) 분석 진행 시 반

<sup>5)</sup>①: from Demethanizer bottom product (액상, -24°C), ②: from Demethanizer bottom product (2 phase, 3.6°C), ③: from GreenOil Absorber

<sup>6)</sup> Adjusting one feed stream while fixing other feed streams

<sup>7)</sup> Adjusting simultaneously multi-feed streams to minimize energy consumption

<sup>8)</sup> 프로필렌 성분이 에탄 내 포함되어 재순환을 통한 처리 비용 발생

<sup>9)</sup> Optimization 블록은 MINLP(Mixed-Integer NonLinear Programming)을 지원하지 않기 때문에 증류탑 단수, 공급 단수 최적화 등 정수 변수가 적용될 경우에는 활용이 불가능하다.

**Table 2. Energy unit price (Deethanizer)**

Description	Value
Steam Unit Price (KRW/MMkcal) <sup>10)</sup>	85,115
Refrigerant Unit Price (KRW/MMkcal) <sup>11)</sup>	44,907
Propylene Product Unit Price (KRW/MT) <sup>12)</sup>	994,000
Propylene Heat Duty Unit Price (KRW/MT) <sup>13)</sup>	745,045

QREB : 리보일러 소요 열량(MMkcal/hr)

QCOND : 응축기 소요 열량(MMkcal/hr)

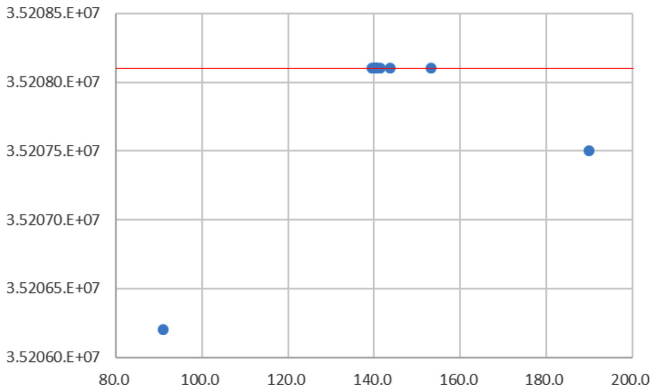
745 : 프로필렌 연료 판매가(원/kg)

994 : 프로필렌 제품 판매가(원/kg)

85115.1 : 스팀 단가(원/MMkcal)

44907.5 : 냉매 단가(원/MMkcal)

에너지 단가 기준은 Table 2와 같으며, 계산 결과(Fig. 4) 최적 상부 생성물 규격은 140 ppm이 계산되었다.



**Fig. 4. Propylene Fraction vs Objective Function (Deethanizer).**

**5-2-3. 증류탑 단수 최적화**

초기 설계 단계에서는 장치 투자비에 대한 자료 부족으로 단수 변화에 따른 환류비나 응축기/ 리보일러 소요 열량 분석을 통해 에너지 비용을 최소화하는 단수를 계산해야 한다. 하지만, Fig. 5에서 보듯이, 환류비 및 에너지 비용은 증류탑 단수 50단 이후에는 단수에 따른 현저한 차이를 보이지 않기 때문에, 검토를 담당하는 공정 엔지니어의 주관적인 측면에서 50단 이후 어떠한 단수를 선택하더라도 합리성에 대한 판단이나 문제를 제기할 수는 없다. 이는 에너지와 반대되는 목적 변수 없이 분석이 진행되었기 때문에 발생하는 문제이며, 설계의 품질은 담당 엔지니어의 지식이나 경험에 전적으로 의존하게 만든다.

복 계산의 수를 최소화 함으로써 컴퓨터 부하 감소 및 분석 소요 인력을 최소화 할 수 있을 것으로 판단된다.

목적 함수는 식 (4)로 매출액(원/hr)을 나타내며, 이를 최대화하는 것이 생성물 규격의 최적값이 된다. Optimization의 설계 변수는 상부 생성물 내 C3's의 함량(mole fraction)이다.

$$TOPC3*745+BTMC3*994-(QREB*85115.1-QCOND*44907.5) \tag{4}$$

where,

TOPC3 : 상부 생성물 중 프로필렌 유량(kg/hr)

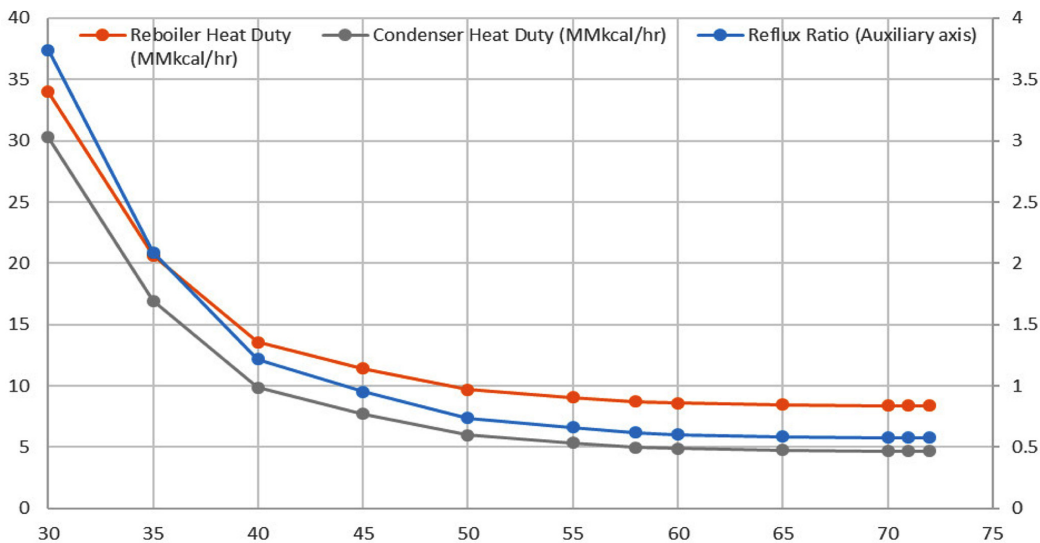
BTMC3 : 하부 생성물 중 프로필렌 유량(kg/hr)

**5-3. 투자비 분석 및 증류탑 단수 설계 기준 검토**

본 연구에는 APEA(Aspen Process Economic Analyzers)를 활용한 Model Based Estimation을 적용하여 Factor Based Estimation 대비 투자비의 신뢰성을 높이고, APEA 활용 절차를 최적화하여 투자비 분석에 소요되는 인력을 최소화하고자 한다.

**Table 3. Cases on how to use APEA**

Case	Description
Case1	Only APEA Case Study
Case2	Aspen Plus & APEA Auto Linked Case Study
Case3	Aspen Plus & APEA Manual Linked Case Study



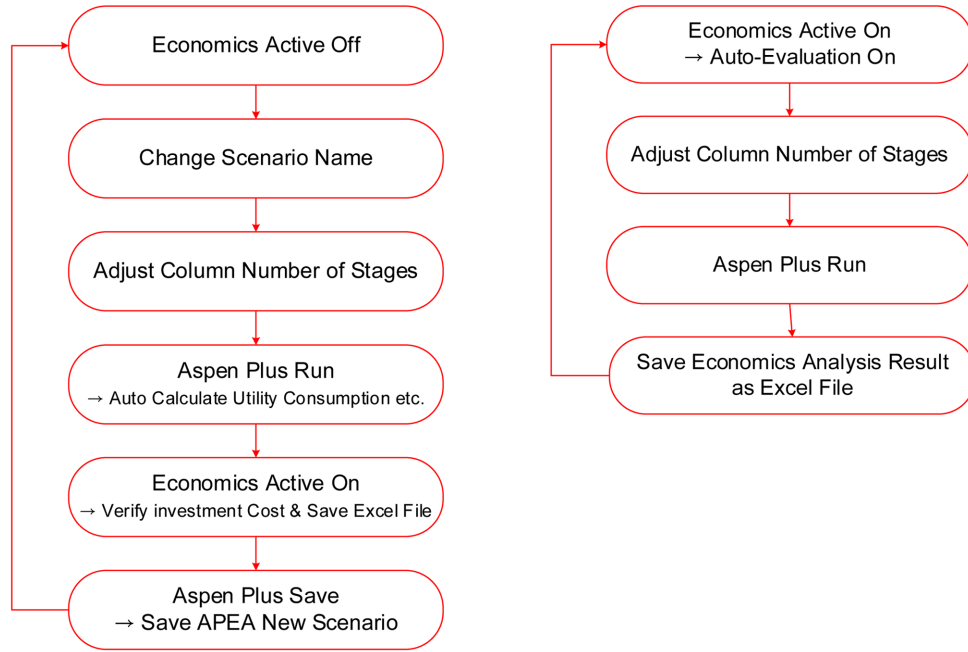
**Fig. 5. Column number of stage vs reflux ratio, energy (Deethanizer).**

<sup>10)</sup>Applying 80% efficiency of B-C oil unit price in 2018

<sup>11)</sup>2nd shaft work factor of Propylene refrigerant compressor 490 kW/MMkcal, Power unit price 91.6 원/kW

<sup>12)</sup>Average product unit price from 2017 to 2019, Exchange rate 1,000 KRW/\$

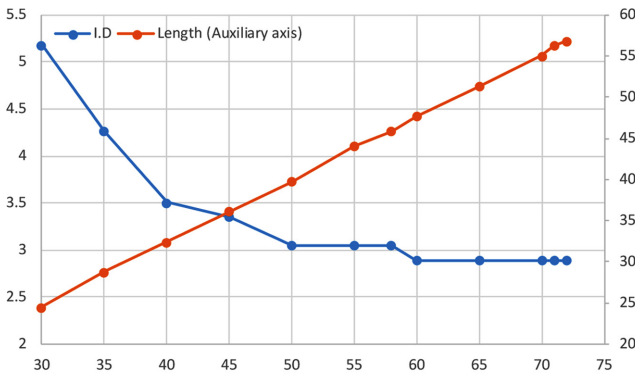
<sup>13)</sup>Propylene LHV (Low Heating Value) 10.9 MMkcal/MT, Applying heat duty unit price of B-C oil (average in 2018)



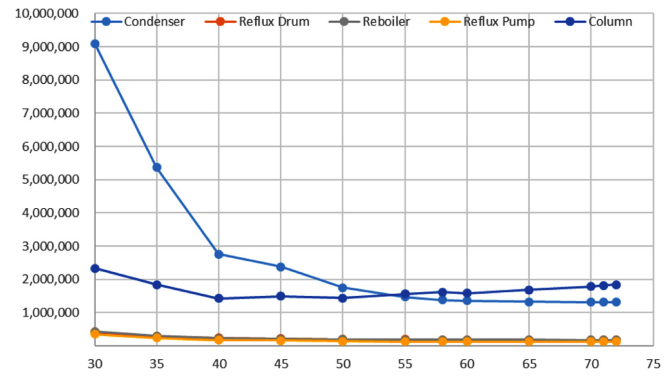
(a) Save APEA individual scenario

(b) Save extracted excel file

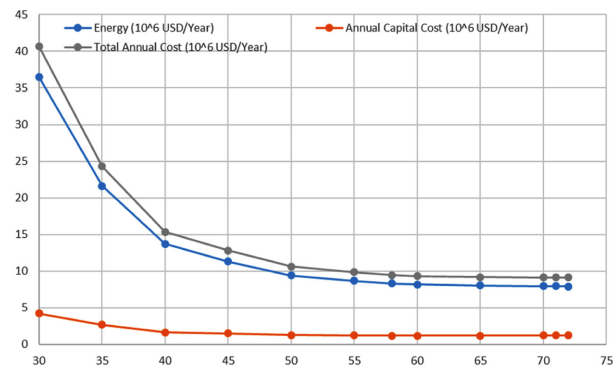
Fig. 6. Aspen Plus & APEA manual linkage calculation method.



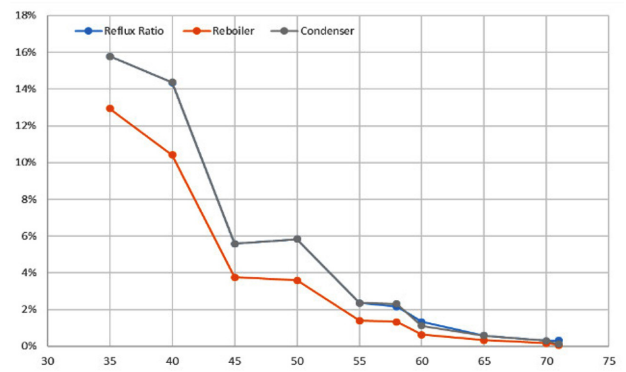
(a) Column diameter / length (m)



(b) Investment cost of individual equipment (USD)



(c) Annual cost (10<sup>6</sup> USD/year)



(d) Reflux ratio, heat duty relative tolerance (%)

Fig. 7. number of stages vs APEA calculation result (Deethanizer).

APEA를 활용한 투자비 산출 방법은 3가지 경우(Table 3)로 구분할 수 있다.

Case1의 경우 APEA 내에서 수동으로 입력해야 할 내용이 많아 증류탑 단수 최적화시에는 비효율적이며, Case2는 현재 프로그램에

서는 지원이 되지 않는다. Case3가 가장 효율적인 절차로 여겨지며, APEA에 의해 계산된 결과를 저장/관리하는 방법에 따라 2가지 방법(Fig. 6)으로 분류할 수 있다.

Case3 (b)의 경우, (a) 대비 단수 반복 작업을 2단계 줄일 수 있어

APEA 활용 절차로 추천한다. 2단계의 단순 반복 작업이지만, 증류탑 단수 별 투자비 산출과 같은 많은 사례 연구(Case Study)가 요구될 경우에는 소요 인력 및 인적 오류(Human Error)에 많은 영향을 준다.

Deethanizer에서 Column 단수 증가에 따른 APEA 계산 결과를 분석한 결과(Fig. 7), 최소 단수에서 증류탑 단수가 증가하더라도, 최적 단수까지는 연간 투자비(Annual Capital Cost)는 도리어 감소하는 경향을 보이고 있다. 이는 증류탑 단수가 증가하면 증류탑 용기가 길어지지만, 환류비의 감소로 용기 직경 및 응축기/리보일러 전열 면적은 감소하기 때문이다. 즉, 증류탑 길이의 증가 영향보다, 증류탑 직경(Diameter) 및 열교환기 전열 면적(Surface Area) 감소 영향이 더 크게 작용하여 투자비를 감소시키는 것이다. 투자비를 연간 비용으로 환산한 후, 에너지 비용과 합산한 연간 투자비의 최소점은 70단이며, 이 지점이 최적 증류탑 단수가 된다.

분석 작업량(Load)을 고려할 경우 증류탑 단수 최적화 단계마다 투자비 분석이 불가하므로, 설계 품질에 대한 주관적인 요소를 배제하기 위해 증류탑 단수 증가시 일관된 감소 경향을 가지고 있는 환류비의 허용값(Tolerance)을 최적화 설계 변수로 정의하였다.

$$\text{Reflux Ratio Tolerance} = \frac{(R_{(n+\alpha)} - R_n)}{R_{(n+\alpha)} \times \alpha} \quad (5)$$

where,

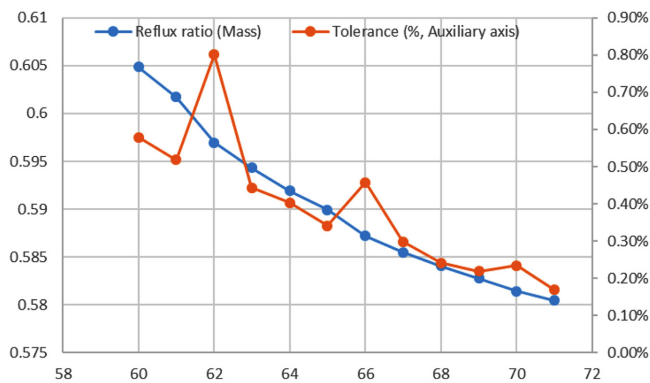
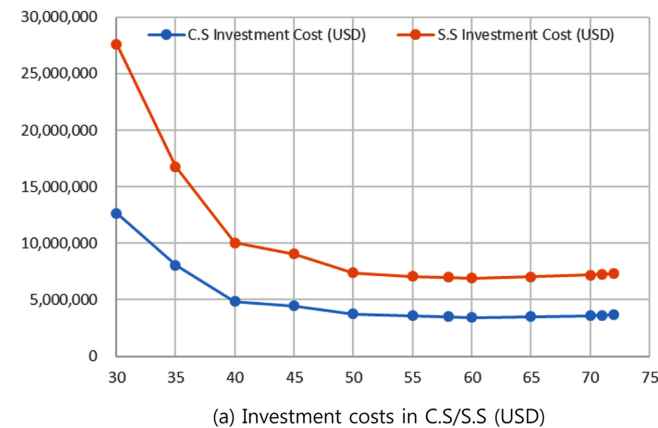


Fig. 8. NQ Curve calculation result (Deethanizer).



(a) Investment costs in C.S./S.S. (USD)

$R_{(n+\alpha)}$  :  $n+\alpha$  단에서의 환류비  
 $R_n$  :  $n$  단에서의 환류비  
 $\alpha$  : 증류탑 단수 증가폭 (정수)

Deethanizer의 최적 단수에서의 환류비 허용값(Reflux Ratio Tolerance)은 0.2%이며, Ethylene Fractionator와 Debutanizer에서 추가 검증을 진행하여 최적 증류탑 단수 산정을 위한 변수 범위를 확인하였다.

Aspen Plus 내부의 NQ Curve<sup>14)</sup>는 목적 함수에 대한 허용값(Tolerance)을 설정하면, 그 값에 일치하는 증류탑 단수 및 최적 공급단을 자동으로 계산할 수 기능을 제공한다. 이는 기존 민감도(Sensitivity) 분석을 위한 각 변수 설정 및 수동 계산(Excel 작업) 과정을 최소화 할 수 있기 때문에, 분석을 위한 소요 인력을 최소화하여 효율적인 분석을 가능하게 할 것으로 판단된다.

NQ Curve 계산 결과는 Fig. 8과 같다. 환류비 허용값 0.2% 내에 수렴하는 Column 단수는 71단(응축기/리보일러 포함)으로 민감도(Sensitivity) 분석 결과와 1단의 편차는 있으나, 허용 오차 범위 내이다.

5-3-1. 투자비 변화에 대한 증류탑 최적 단수 영향 검토

투자비 비중이 증가되었을 경우에 대한 영향을 검토하기 위해, 설비 재질(Material)을 C.S(Carbon Steel)에서 S.S(Stainless Steel)

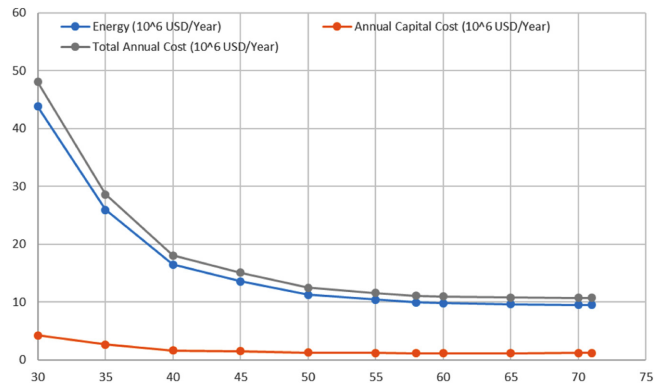
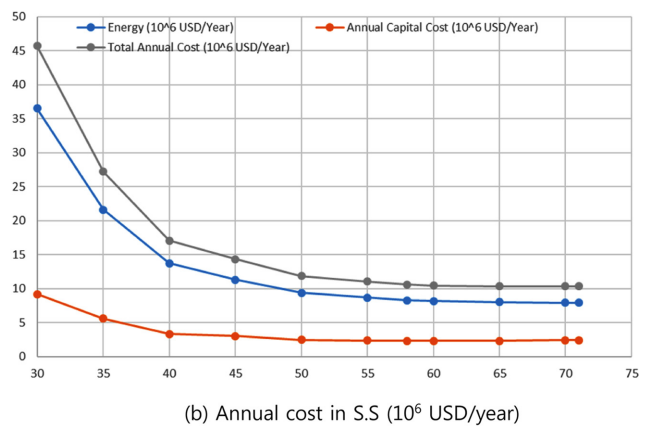


Fig. 10. Annual cost at operating cost 120% (Deethanizer).



(b) Annual cost in S.S. (10<sup>6</sup> USD/year)

Fig. 9. Number of stages vs impact on changes in investment costs (Deethanizer).

<sup>14)</sup>RadFrac 블록 내부 기능이다.

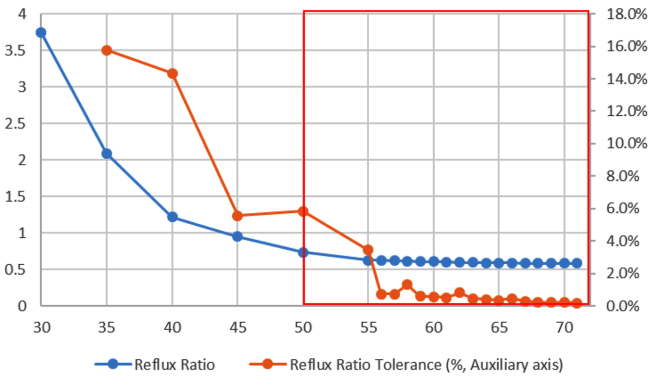


Fig. 11. Number of stages vs reflux ratio/tolerance (Deethanizer).

Table 4. Number of stages vs annual operation cost (Deethanizer)

Column Number of Stages	Heat Duty		Operation Cost <sup>(6)</sup>
	Rebiler (MMkcal/hr)	Condenser (MMkcal/hr)	100 Million KRW/Year
50 (Actual 48)	9.689	5.964	
70 (Actual 68)	8.392	4.667	
Difference	-1.297	-1.297	-14.5

으로 변경 후 산출한 투자비 분석 결과는 Fig. 9와 같다. C.S 대비 S.S 적용시 평균적으로 2배 수준의 투자비 증가가 발생하나, 환류비 허용값은 0.2%로 C.S과 동일하다.

5-3-2. 운전비 변화에 대한 Column 최적 단수 영향 검토

운전비 변화에 대한 영향을 검토하기 위해, 에너지 단가를 현 기준 대비 120% 적용하였을 경우에 대한 투자비 분석 결과는 Fig. 10와 같다. 연간 총비용(Total Annual Cost)에서 에너지가 차지하는 비중은 88%에서 90%로 상승하나, 환류비 허용값은 0.2%로 변화가 없다.

5-3-3. 투자비 분석의 필요성

증류탑 최소단에서 단수가 증가하면서 환류비는 급격히 감소한 후, 50단 이상에서는 그 감소폭이 급격히 줄어든다. 하지만, 투자비 분석에 의한 환류비 설정의 기준이 없을 경우, 일반적으로 투자비를 최소화하기 위해 환류비가 일정부분 줄어든 지점에서의 증류탑 단수를 설정하는 경향이 있다. 이는 단순히 환류비가 급격히 줄어든 지점을 지나 증류탑 단수가 증가하면 전체 투자비가 증가할 것이라는 일반적인 관념에 기인하는 것이며, 증류탑/리보일러에 대한 투자비 감소 부분을 고려하지 않은 영향이 크다.

Table 5. Optimum ratio of the actual number of stages to the minimum (Deethanizer)

Description	Value
Minimum number of stages	27
Exclude condenser and reboiler	25
Minimum Reflux Ratio	0.7
Applied number of stages	70
Exclude condenser and reboiler	68
Applied reflux ratio	0.577
Applied number of stages factor	2.72
Applied reflux ratio factor	0.824

<sup>15)</sup> 총괄 단 효율을 고려할 경우, 실제 단수 차이는 25단이다.

<sup>16)</sup> Applying utility cost same as optimizing product specification

<sup>17)</sup> Applying utility cost same as optimizing product specification

Deethanizer의 경우, 이론단수 기준 50단과 70단(최적단수) 설정에 의한 운전 비용 차이는 Table 4에서 볼 수 있듯이 연간 14억 이상이 발생한다.<sup>15)</sup> 따라서, 매번 반복 계산 시 마다 투자비 산출은 어려움이 있으나, 2회의 반복 계산 진행 후 최적 공급단 및 생성물 규격이 수렴 오차 범위에 들어오게 되면 최소 1번의 투자비 분석에 의한 최적 환류비 수렴 기준을 확인할 필요성은 있다.

5-3-4. 최소 단수 대비 실제 단수 인자 검증

실제 적용 단수 인자(Factor)는 2.72로 계산되었으며 Table 5, Shortcut Method로 계산된 최소 단수에서 2.5~3 사이의 인자를 Rigorous Method의 초기치로 사용하는 것을 추천한다. Shortcut Method에서 계산된 최소 환류비 계산 결과는, 최적 증류탑 단수에서 Rigorous Method에 의해 계산된 결과보다 높으므로 계산 결과를 신뢰할 수 없다는 것을 다시 한번 확인할 수 있다.

5-4. 반복 계산 수행 필요 여부 검토

순차적인 최적화 과정을 통해 도출된 설계 변수들은 서로간의 목적 함수에 영향을 주게 되므로, 타 설계 변수 변경에 의한 목적 함수의 변경이 최적 설계 변수의 결과에 영향을 줄 수 있는지를 검토하여 반복 계산의 필요성을 검증할 필요성이 있다(Fig. 12).

5-4-1. 증류탑 단수 변경에 따른 최적 공급단수비율 영향 검토

일반적으로 증류탑 단수 변경 시, 최적 공급 단수는 증류탑 단수 변화와 동일한 비율로 변화하거나, 공급 조성과 상부/하부 생성물 조성이 변화하지 않으면 일정한 비율을 유지하는 것으로 가정한다

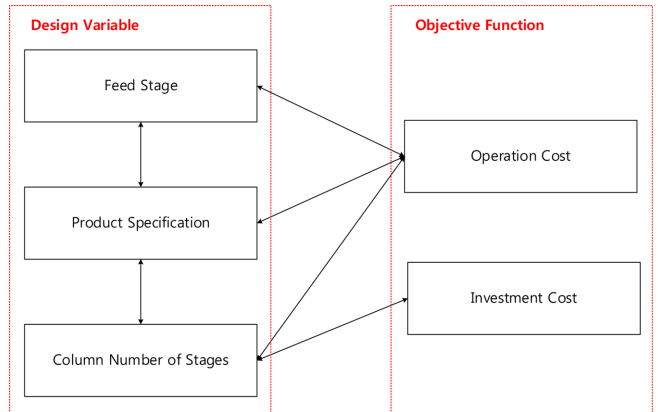


Fig. 12. Relationship between design variable and objective function.

Table 6. Effect of optimal feed ratio depending on number of stages

(a) Number of stages vs optimal feed ratio

Column Number of Stages	Feed Ratio		
	①	②	③
58	0.259	0.448	0.017
70	0.243	0.500	0.014

(b) Operating cost comparison

Description	Heat Duty		Operation Cost <sup>(17)</sup>
	Rebiler (MMkcal/hr)	Condenser (MMkcal/hr)	100 Million KRW/Year
Before (A)	8.404	4.679	
After (B)	8.379	4.654	
Difference (B-A)	-0.025	-0.025	-0.3

**Table 7. Effect of optimal feed ratio depending on product spec'**

(a) Product spec' vs optimal feed ratio

Product Specification (ppm)	Feed Ratio		
	①	②	③
230	0.243	0.500	0.014
10	0.300	0.486	0.057

(b) Operating cost comparison

Description	Heat Duty		Operation cost
	Rebiler (MMkcal/hr)	Condenser (MMkcal/hr)	100 Million KRW/Year
Before (A)	9.608	5.886	
After (B)	8.652	4.930	
Difference (B-A)	-0.956	-0.956	-10.7

(\*) Applying utility cost same as optimizing product specification

[9,10]. 하지만, 초기에 설정된 최적 공급단수비율(Feed Ratio)를 증류탑 단수 변경시 동일하게 유지하였을 경우와 최적 공급단수비율을 재계산하여 적용하였을 경우를 비교하면 Table 6 같다. Deethanizer에서 최적 공급단수비율을 재계산 하지 않았을 경우, 연간 0.3 억원의 추가 운전비가 발생하는 것을 확인할 수 있다. 즉, 증류탑 단수 변경시 최적 공급단수비율도 재계산 되어져야 한다.

5-4-2. 생성물 규격 변경에 따른 최적 공급단수비율 영향 검토

증류탑 72단, 상부 생성물 규격 C3's 230 ppm에서 계산된 최적 공급단수비율(4.4.1 참조)을 상부 생성물 규격 C3's 10 ppm으로 변경 시에도 동일하게 유지하였을 경우와, 재계산 하였을 경우를 비교하면, Table 7와 같다. Deethanizer에서 최적 공급단수비율을 재계산 하지 않았을 경우, 연간 11 억원의 추가 운전비가 발생하는 것을 확인할 수 있다. 즉, 생성물 규격 변경시 최적 공급단수비율도 재계산 되어져야 한다.

5-4-3. 증류탑 단수 변경에 따른 최적 생성물 규격 영향 검토

증류탑 52단에서 계산된 최적 생성물 규격 209 ppm을 증류탑

**Table 8. Effect of optimal product spec' depending on number of stages**

(a) Operating condition change

Product Spec' (ppm)	Product		Utility	
	TOPC3 (kg/hr)	BTMC3 (kg/hr)	QREB (MMkcal/hr)	QCOND (MMkcal/hr)
209 (A)	32	36,324	8.40	-4.68
105 (B)	16	36,340	8.42	-4.69
Difference (B-A)	-15.9	15.9	0.02	-0.02

(b) Profitability comparison

Product Spec' (ppm)	Objective Function <sup>18)</sup>
	100 Million KRW/Year
209 (A)	3,020.56
105 (B)	3,020.73
Difference (B-A)	0.17

70단으로 변경시에도 동일하게 유지하였을 경우와, 최적 생성물 규격을 재계산하였을 경우를 비교하면 Table 8와 같다. Deethanizer에서 최적 생성물 규격을 재계산 하지 않았을 경우, 연간 0.2 억원의 추가 운전비가 발생하는 것을 확인할 수 있다. 즉, 증류탑 단수 변경시 최적 생성물 규격도 재계산 되어져야 한다.

5-5. 설계 변수 최적화 순서 및 수렴 범위 검토

지금까지 설정된 절차를 기준으로 반복 계산 필요 횟수, 설계 변수 최적화 순서에 따른 영향 및 설계 절차의 효율성을 검증한 결과는 Table 9과 같다.

투자비 확인 절차는 다른 설계 변수가 설정 범위 이내로 수렴된 이후 진행되어야 한다. 따라서, 투자비와 연계된 증류탑 단수 최적화는 마지막 순서로 진행되어야 하므로 경우의 수는 Case A와 B로 압축된다. Case B의 경우, 단일 공급 흐름에서 NQ-Curve를 통해 공급 단수와 증류탑 단수를 동시에 최적화 할 수 있으며, 다중 공급 흐름에서 Case A 대비 증류탑 단수 초기치에 상관없이 일정한 반복 횟수를 얻을 수 있어 설계 변수의 최적 순서인 것으로 판단된다.

**Table 9. Sequence of design variable**

Sequence	Case A (1/2)	Case B (3/4/5)	Case C
1	Feed Stage	Product Spec'	Feed Stage
2	Product Spec'	Feed Stage	Column Number of Stages
3	Column Number of Stages	Column Number of Stages	Product Spec'

**Table 10. The result of iteration calculations for optimization**

Description / Case Number	1	2	3	4	5
Optimum Sequence	Case A	Case A	Case B	Case B	Case B
Initial Set of Column Number of Stages	69	50	69	63	50
Applied Factor (× Minimum number)	2.75	2	2.75	2.5	2
Required number of iteration	4	6	4	3	4
Optimal design result					
Product Spec' (ppm)	113	113	106	105	10
Optimum Feed Stage					
①	20	20	20	20	20
②	36	36	35	35	35
③	5	5	5	5	5
Column Number of Stages	69	69	68	68	68

<sup>18)</sup>Applying objective function eq. (4.4) same as optimizing product specification

설계 변수의 편차가 전혀 발생하지 않는 수준까지 반복 계산을 수행하기 위해서는 과도한 인력이 소요되므로, 결과에 대한 오차를 무시할 수 있는 수렴 범위를 설정할 필요성이 있다. 하기 범위 내의 편차에서는 수익성에 대한 차이가 높지 않고, 최대 6회의 반복 횟수 내에서 수렴이 가능하므로 적절하다고 판단된다.

공급(Feed) 단수, 증류탑 단수 ≤ 1단  
 생성물 규격(Product Specification) ≤ 상대 오차(Relative Error) 10%

**5-6. 자동화 순서도**

향후 증류탑 최적화를 위한 반복 계산을 자동으로 수행할 수 있는

시스템 구축을 위해 순서도(Flow Chart)로 결과를 정리 하였다 (Fig. 13, Fig. 14).

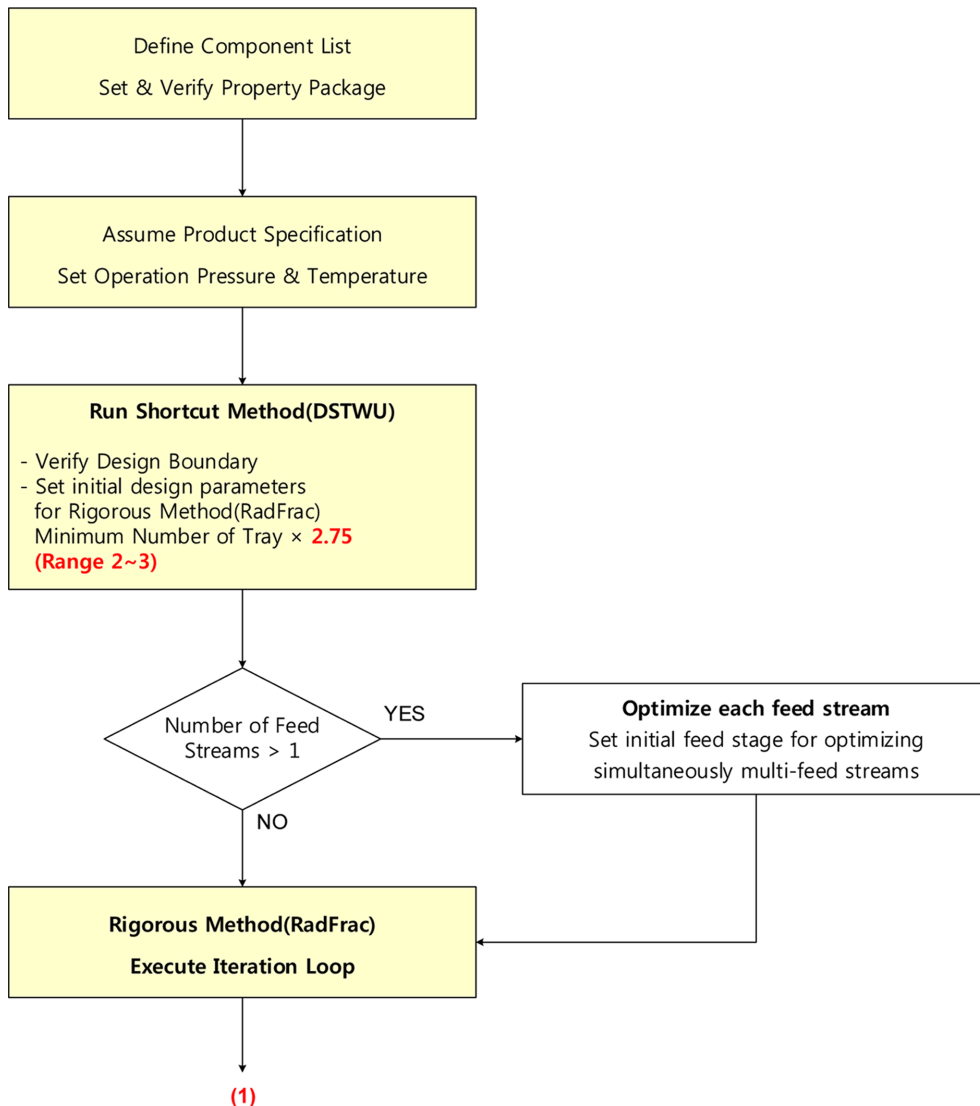
또한, 각 설계 변수 별 활용 수단(Tool)을 Table 11과 같이 정리 하였다.

**5-7. 개선된 증류탑 최적화 설계 절차 적용 및 검증**

개선된 증류탑 최적화 설계 절차를 단일 공급(Single Feed)/측면 생산(Side Product)을 가진 Ethylene Fractionator와 가장 일반적인 단일 공급, 상부/하부 제품 생산(Top/Bottom Product)으로 구성된 Debutanizer에 적용한 결과는 Fig. 15, Fig. 16와 같다. Ethylene Fractionator의 반복 계산 횟수는 8회로 Deethanizer 6회 대비 증가

**Table 11. Utilization tool summary in Aspen Plus**

Design Variable	Utilization Tool	Result
Feed Stage	Sensitivity Study	Recommend
Product Specification	Sensitivity	High Analysis Load
	Optimization	Recommend
Column Number of Stages	Sensitivity & Calculator	High Analysis Load
	NQ Curve	Recommend



**Fig. 13. Flow chart for optimization of distillation columns - 1/2.**

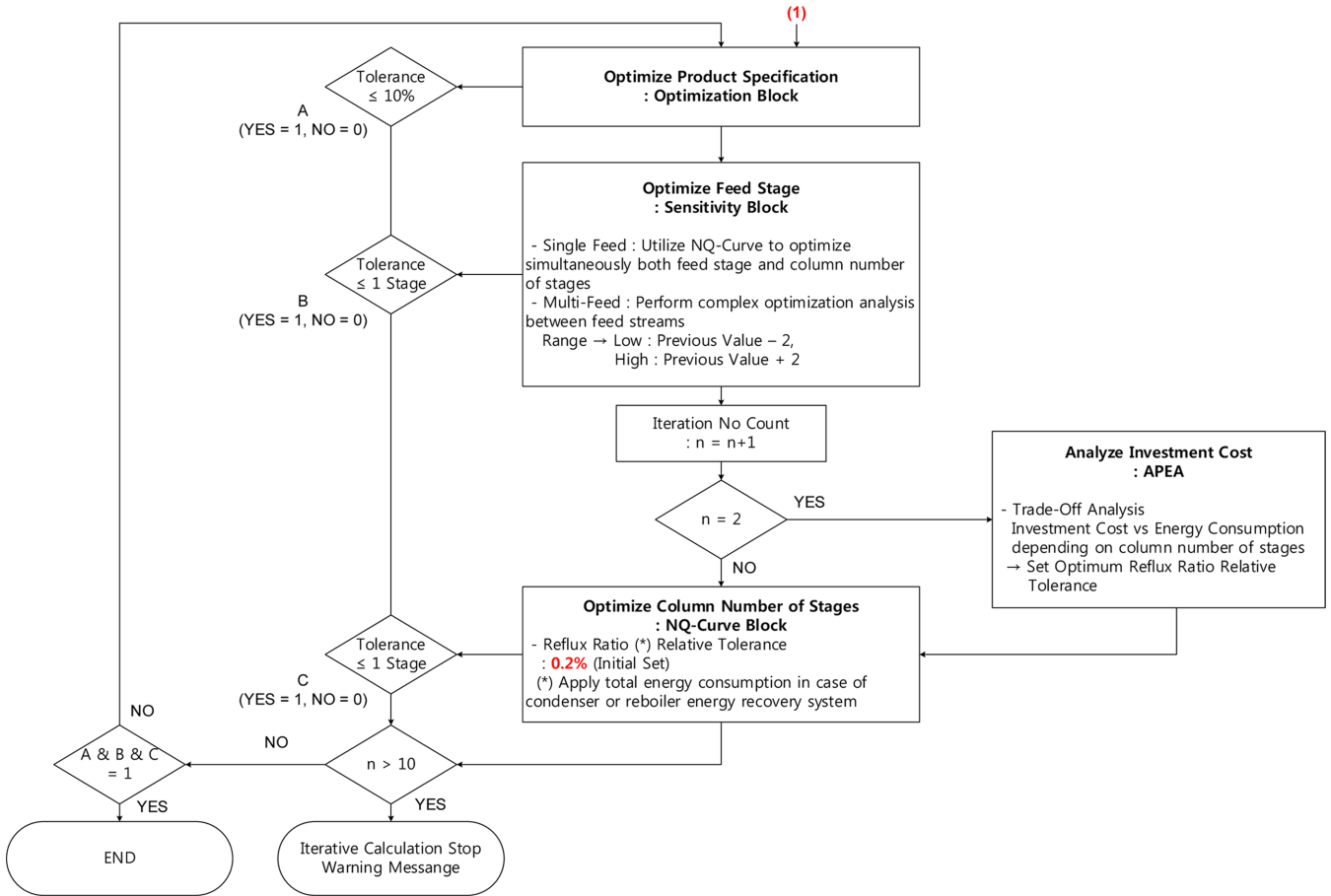


Fig. 14. Flow chart for optimization of distillation columns - 2/2.

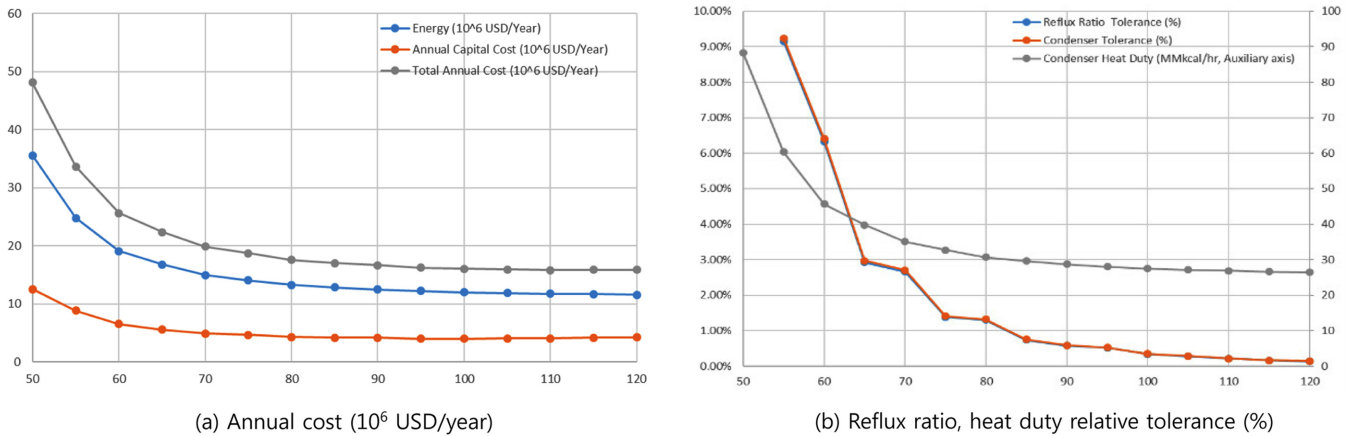


Fig. 15. Number of stages vs annual cost & relative tolerance (Ethylene Fractionator).

하였으나, 단일 공급(Single Feed) 증류탑이므로 공급 단수와 증류탑 단수 최적화가 NQ Curve를 통해 동시에 계산 되었기 때문에, 최종 결과 산출에 소요된 시간 및 인력은 Deethanizer 대비 50% 수준이었다.

Ethylene Fractionator와 Debutanizer 분석 결과, 최적 단수인 연간 총비용(Total Annual Cost) 최소점에서의 환류비 허용값(Reflux Ratio Tolerance)은 Deethanizer와 동일하게 모두 0.2%가 도출되었다.

## 6. 결 론

본 연구에서 검토된 일반적인 증류탑 최적화 절차 대비 변경/제거된 최적화 변수 및 설계 절차를 정리하면 다음과 같다.

- ① Shortcut Method를 통한 개념 분석(Conceptual Study)의 불필요한 절차를 배제하였다.
- ② Shortcut Method를 통한 Rigorous Method 초기치 선정에 대한 기준을 검증 및 제시하였다.

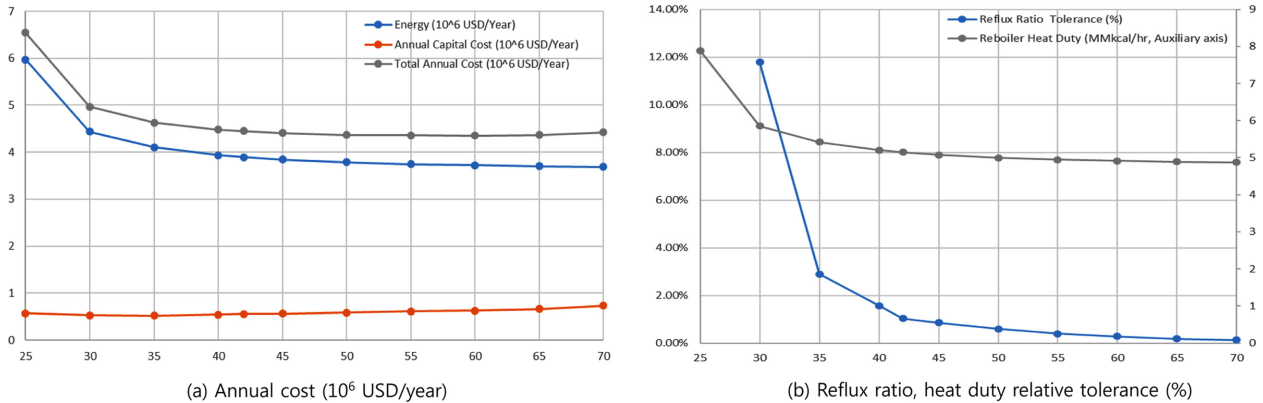


Fig. 16. Number of stages vs annual cost & relative tolerance (Debutanizer).

Shortcut Method를 통한 최소 환류비 계산 결과의 신뢰성이 없어, 검토 시 배제하여 Rigorous Method 증류탑 단수 초기치 산출 변수를 최소 단수로 단일화하였다. 또한, 초기치 선정의 인자(Factor)에 대해 2.5~3.0의 구체적인 산정 범위를 도출하였다.

- ③ 다중 공급 흐름의 경우, 각 공급 흐름 간의 영향성 및 분석 간소화를 고려한 동시 최적화 진행 필요성과 과도한 계산 부하 방지를 위한 적정 범위 설정의 기준을 제시하였다.

이전 최적 공급 단수 결과에서 하한(Low Limit)은 -2, 상한(High Limit)은 +2로 설정 범위를 도출하였다.

- ④ 증류탑 설계 변수(공급 단수 - 생성물 규격 - 증류탑 단수) 간의 상관관계를 고려한 반복 계산의 수행 필요성을 검증하였다.  
 ⑤ 수익성 편차 및 반복 계산 횟수 감증을 통해, 반복 계산 진행 시 설계 변수 확정을 위한 수렴 범위를 제시하였다.

공급 단수, 증류탑 단수 ≤ 1단  
 생성물 규격 ≤ 상대 오차 10%

- ⑥ 각 설계 변수의 효율적인 검토를 위해 공정 모사 프로그램(Aspen Plus)에서의 구체적인 기능 활용을 제시하였다. 생성물 규격 최적화에서는 Optimization 블록 사용, 증류탑 단수와 단일 공급 단수 동시 최적화 시에는 NQ Curve 기능을 활용하는 것이 효율적이다.  
 ⑦ 증류탑 단수 최적화 검토 시, 신뢰성 있는 투자비 분석을 위한 APEA 프로그램 도입 및 최적 절차를 수립하였다.  
 ⑧ 반복 계산 수행 시, 증류탑 단수 최적화 단계마다 투자비 분석 수행이 불가하므로, 최적 단수 판단을 위한 “환류비 허용값” 변수를 도입하고 수렴값 0.2%를 도출 및 검증하였다.

본 연구에 대한 분석 진행 시 특히 괄목할 만한 발견은, 공정/운전비에 상관없이 모든 공정에서 증류탑 단수 최적화를 위한 환류비 허용값이 동일하다는 것이었다. 이는 투자비 분석 없이 일관된 환류비 허용값 설정만으로도 투자비와 운전비 간의 Trade-Off 최적화가 형성되는 증류탑 단수를 설정 가능하다는 것을 의미한다. 그러나, 현재까지의 검토는 투자비/운전비 변경에 대한 사례 연구 2회를 포함하여 일반적인 증류탑 3개, 총 5가지의 사례 연구 결과에 기반한 것이며, 앞으로 다양한 공정에 대한 추가 사례 연구를 수행하여 예외 조건이 발생하는 시스템에 대한 추가 검증 작업은 필요할 것으로 판단된다.

<sup>19</sup>Excel 프로그램 내에서 Aspen Plus 및 APEA의 모든 변수를 자유롭게 사용할 수 있도록 Aspen Tech에서 개발한 프로그램이다.

따라서, 증류탑 최적화 검토 시 담당자의 확인 차원에서 최소 1회의 투자비 검증 작업은 필요하다고 판단되어, 절차에서 투자비 수행에 대한 부분은 유지하였다. 그러나, 촉박한 프로젝트 일정으로 투자비 검토에 대한 시간이 부족할 경우, 기본 환류비 허용값으로써 0.2%를 설정하더라도 최적 단수에서의 오차는 높지 않을 것으로 생각한다.

증류탑 최적화를 위한 반복 계산 작업은, 검토할 증류탑이 많을 경우 단순 작업의 연속이며 시간적으로 비효율적인 측면이 있다. 따라서, 향후 증류탑 최적화 반복 계산을 자동으로 수행할 수 있는 프로그래밍 작업을 위해 설계 변수 및 절차를 순서도(Flow Chart)로 구성하였다. 앞으로 ASW(Aspen Simulation Workbook)<sup>19</sup> 및 Excel Visual Basic 프로그램을 사용하여 증류탑 최적화 자동 반복 계산 프로그램을 개발하고 이를 많은 엔지니어들이 활용할 수 있도록 공유할 예정이다.

## Reference

- Kister, H. Z., Haas, J. R., Hart, D. R. and Gill, D. R., Distillation design, McGraw-Hill, New York(1992).
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D. and West, R. E., Plant design and economics for chemical engineers, 5th ed., McGraw-Hill, New York(2003).
- Towler, G. and Sinnott, R., Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design, Elsevier(2012).
- Seader, J. D., Henley, E. J. and Roper, D. K., Separation process principles, 3rd ed.(2011).
- Luyben, W. L., Distillation design and control using Aspen simulation, John Wiley & Sons(2013).
- Alfadala, H. E., Ahmad, B. M. and Warsame, A. F., A hierarchical approach to optimize LNG fractionation units, Computer Aided Chemical Engineering, Elsevier, 1279-1284(2005).
- [https://esupport.aspentech.com/S\\_Article?id=000047303](https://esupport.aspentech.com/S_Article?id=000047303)
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B. and Shaeiwitz, J. A., Analysis, synthesis and design of chemical processes, Pearson Education(2008).
- Fenske, M., “Fractionation of Straight-run Pennsylvania Gasoline,” *Industrial & Engineering Chemistry* **24**, 482-485(1932).
- Kirkbride, C. G., “Process Design Procedure for Multicomponent Fractionators,” *Petroleum Refiner* **23**, 321-336(1944).