creative commons

COMMONS DEED

저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:

저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.

비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.

변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 이용허락규약(Legal Code)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

Disclaimer

dCollection

공학전문석사 학위 연구보고서

공정 모사 및 모델 예측 제어를 통한 증류 탑 운전 최적화

Operation Optimization of Distillation Tower through Process Simulation and Model Predictive Control

2023년 2월

서울대학교 공학전문대학원
응용공학과 응용공학전공
송 승 우

공정 모사 및 모델 예측 제어를 통한 증류 탑 운전 최적화

Operation Optimization of Distillation Tower through Process Simulation and Model Predictive Control

지도교수 이 종 민

이 프로젝트 연구보고서를 공학전문석사 학위 연구보고서로 제출함

2023년 2월

서울대학교 공학전문대학원

응용공학과 응용공학전공

송 승 우

송승우의 공학전문석사 학위 연구보고서를 인준함

2023년 2월

위원장 민 경 집 (인)

위 원 이 종 민 (인)

위 원 김 화 용 (인)

초 록

증류 탑 유체 유입 조건이 초기 운전 등의 사유로 비 정상 상태로 급격하게 변화하는 경우, 운전원의 경험과 대처 능력 차이에서 생산성의 차이가 발생한다. 이 생산성 차이를 최소화하고자 PID 제어 자동 운전 모델에 모델 예측 제어 (Model Predictive Control, MPC) 방법을 추가 도입하여 생산성 안정화 시간을 비교하였다.

메탄올 생산 공정 중 메탄올을 물과 불순물로부터 분리하는 연속 증류 분리 공정을 비교 기준 모델로 선정하고 공정흐름도에 일치하는 정적 모사를 먼저 실시하였다. 그리고 PID 제어 기반의 모델을 실제 운전 지표와 비교하여 실제와 유사하게 동작하는 동적 모사를 진행하였다. PID 동적 모사 모델에 모델 예측 제어를 추가 도입했을 때 안정화 시간과 운전 지표를 비교 검토하였고, 효과적인 공장 안정화 결과를 얻을 수 있었다. 또한 MPC 제어를 통해 유틸리티 사용량을 변화시켜 같은 생산량에서 운전 비용을 절감할 수 있음도 확인할 수 있었다.

이를 토대로 유사한 공정 또는 응용 공정에 있어 동적 모델에서 운전지표를 추출하고 분석하여 모델 예측 제어 방법의 모델을 만들 수 있게 되었다. 이 방법과 내용을 추후에도 다른 프로젝트 및 현장에서 활용하고 실무 교육 자료로 사용하고자 한다.

주요어 : 증류탑, 공정 모사, 모델예측제어

학번 : 2021-23480

목 차

제 1 장 서론 **1**

제 1 절 연구동기 1

제 2 절 공정 설명 2

제 3 절 프로젝트 연구 목적 및 방향 5

제 2 장 증류탑 공정 모사 설계 방법 **6**

제 1 절 계산 기준 선정 및 이론 단수 계산 6

제 2 절 열역학 모델 설정 및 DISTL 모델 8

제 3 절 RADFRAC DESIGN MODEL 10

제 4 절 INTERNAL TYPE 선정 기준 및 설계 분석 방법 11

제 3 장 동적 공정 모사 및 모델 예측 제어 적용 **14**

제 1 절 동적 공정 모사 변수 설정 14

제 2 절 PID 제어 모델 생성 16

제 3 절 모델 예측 제어 (MPC) 생성 17

제 4 절 MPC SISO 제어 적용 20

제 4 장 계산 및 모사 결과 **22**

제 1 절 이론 단수 계산 결과 22

제 2 절 DISTL MODEL 결과 24

제 3 절 RADFRAC MODEL 결과 25

제 4 절 라이트 엔드 증류탑 모사 결과 27

제 5 절 정제 증류탑 모사 결과 31

제 6 절 PID 제어 동적 모사 결과 32
4.6.1 C02 피드 유량 변동 결과 32
4.6.2 C02 제품 유량 변동 결과 33
4.6.3 C02 공정수 열원 유량 변동 결과 34
제 7 절 MPC 도입 결과 35
4.7.1 C02 피드 유량 변동 결과 36
4.7.2 C02 제품 유량 변동 결과 37
4.7.3 C02 공정수 열원 유량 변동 결과 38
4.7.4 공정수 열원 유량 최적화 결과 39

제 5 장 결론 40
제 1 절 결론 40
제 2 절 향후 계획 41

참고 문헌 42

Abstract 43

그 림 목 차

그림 1-1. 메탄올 증류 분리 증설 공정 흐름도 3

그림 1-2. 메탄올 증류 분리 공정 모델 흐름도 3

그림 2-1. Distl 모델 flowsheet 및 입력 data 9

그림 2-2. RadFrac 모델 flowsheet 및 입력 data 10

그림 2-3. Tray Operating Diagram[1] 11

그림 2-4. Rate-Based internal 공정 모사 초기 결과 13

그림 3-1. 동적 공정 모사 흐름도 작성 15

그림 3-2. 모델 예측 제어에 대한 블록선도[2] 17

그림 3-3. 모델 예측 제어의 기본 개념[2] 18

그림 3-4. MPC 계산의 순서도[Qin and Badgwell(2003)으로부터 수정[2, pp.396] 19

그림 3-5. MPC 제어 루프 생성 21

그림 3-6. Hysys MPC 제어 루프 set up 21

그림 4-1. McCabe Thiele 계산 시트 22

그림 4-2. McCabe Thiele 계산 시트 결과 23

그림 4-3. Internal 공정 모사 에러 수정 반영 결과 값 28

그림 4-4. Internal 데이터 변경 후 증류부 및 탈거부 기액 regime 결과 29

그림 4-5. C02 피드 (C02_IN)유량 변화 32

그림 4-6. C02 (C02_D-1) 제품 유량 변화 33

그림 4-7. C02 공정수 (PW06) 열원 유량 변화 34

그림 4-1. MPC 모델 Step Response 35

그림 4-2. C02 피드 (C02_IN)유량 변화, MPC 및 PID 제어 P=4, I=6 36
그림 4-3. C02 (C02_D-1) 제품 유량 변화, MPC 및 PID 제어 P=4, I=6 37
그림 4-4. C02 공정수 (PW06) 열원 유량 변화, MPC 및 PID 제어 P=4, I=6 38
그림 4-5. Process Water 유량 및 Process Water C02 Outlet 온도 비교 39

표 목 차

표 2-1. Light End Column Feed Composition 7
표 2-2. Refining Column Feed Composition 7
표 2-3. Internal Type 선정 기준 12
표 3-1. 동적 모델 제어루프 조작 변수 및 종속 변수 선정 14
표 3-2. MPC 제어 루프 연결 구성 20
표 4-1. 환류비에 따른 이론 단수 및 Feed Location 비교 24
표 4-2. Distl model 결과 비교표 25
표 4-3. Rigorous RadFrac 모델 design 결과 26
표 4-4. 환류비에 따른 Di-methyl Ether 탑 하부 조성 28
표 4-5. 라이트 엔드 증류탑 공정 모사 결과 30
표 4-6. 정제 증류탑 공정 모사 결과 31

제 1 장

서론

제 1 절　연구동기

EPC (Engineering, Procurement and Construction) 프로젝트 중 기술과 경험이 많이 필요한 분야는 시운전 및 운전 분야이다. 이는 EPC 프로젝트 하도급 역량 요인 도출 및 분석에서도 나타나는데 시운전 및 운전 분야가 가장 높은 중요도에도 불구하고 성과도는 가장 낮은 것으로 분석되어 축적된 노하우와 기술이 많이 필요함을 알 수 있다[3]. 하지만 이 분야는 실제 공장이 건설되어 운전하기 전까지 필요 투입 자원과 시간을 정확하게 예측하기 어렵다.

특히나 시운전 기간 중 공정 운전이 안정화가 되지 않아 자동 운전으로 넘어가지 못해서 발생하는 추가 투입 자원과 시간을 예측할 수 없는 상황은 항상 있는 일이지만 이를 사전에 대처할 수 있는 방법이 없었다. 가장 많은 운전 변수를 가지고 있는 증류탑은 항상 처음 운전할 때 더 많은 자원과 시간이 소모되었다. 하지만, 경험을 바탕으로 운전 방법을 이해하고 증류탑 내 외부 유동 현상을 예측하여 운전을 제어한다면 빠른 공정 안정화 결과를 도출하여 예측 불가능한 시간과 자원을 줄일 수 있을 것으로 판단하였다.

공학전문대학원에서 2년간 화학공학과 응용학문을 공부하면서, 공정 제어 및 모델 예측 제어 방법을 공정 모사 프로그램에 대입하여 문제를 해결 할 수 있었다.

제 2 절　공정 설명

메탄올 공정은 크게 아래와 같이 분류된다.

- Natural Gas 탈황 공정 (natural gas desulphurization)
- 합성가스 생산 공정 (syngas production)
- 생산 가스 냉각 공정 (make gas cooling)
- 생산 가스 압축 순환 공정 (make gas compression and circulation)
- 메탄올 합성 공정 (methanol synthesis)
- 증류 분리 공정 (distillation)
- 온수 순환 공정 (process water circuit) 및 기타 유틸리티

위의 공정 중 증류 분리 공정을 공정 모사 비교 분석 모델로 선정하였다. 증류 분리 공정은 메탄올 합성 (methanol synthesis) 공정을 거쳐 나온 생산품 메탄올과 미 반응 물질 및 기타 불순물을 분리하는 공정이다. 미 반응 물질 및 불순물로는 일산화탄소, 이산화탄소 등으로 구성된 밀도가 낮은 라이트 키 (light Key)와 주로 물로 구성된 밀도가 높은 헤비 키 (heavy Key)로 구분된다. 이 불순물들은 각각의 끓는 점에 따라 두개의 증류 탑인 라이트 엔드 증류탑 (light end column)과 정제 증류탑 (refining column)에서 분리된다.

진행했던 EPC 프로젝트에서는 생산량 증가를 위해 기존의 라이트 엔드 증류탑에 추가로 병렬 라이트 엔드 증류탑을 증설하였고, 후단 물을 분리하는 공정에서 정제 증류탑을 직렬로 추가 설치하여 물과 메탄올을 분리하도록 설계하였다[그림 1-1]. 이를 단순화하여 하나의 라이트 엔드 증류탑 (C01)에서 라이트 키와 헤비 키를 분리하고 분리된 헤비 키의 유량을 두배로 하여 하나의 정제 증류탑 (C02) 에서 분리하도록 다음과 같이 공정 모사를 진행하였다[그림 1-2].

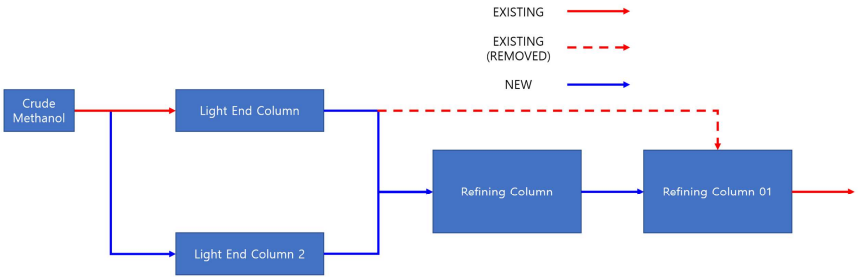

그림 1-1: 메탄올 증류 분리 증설 공정 흐름도

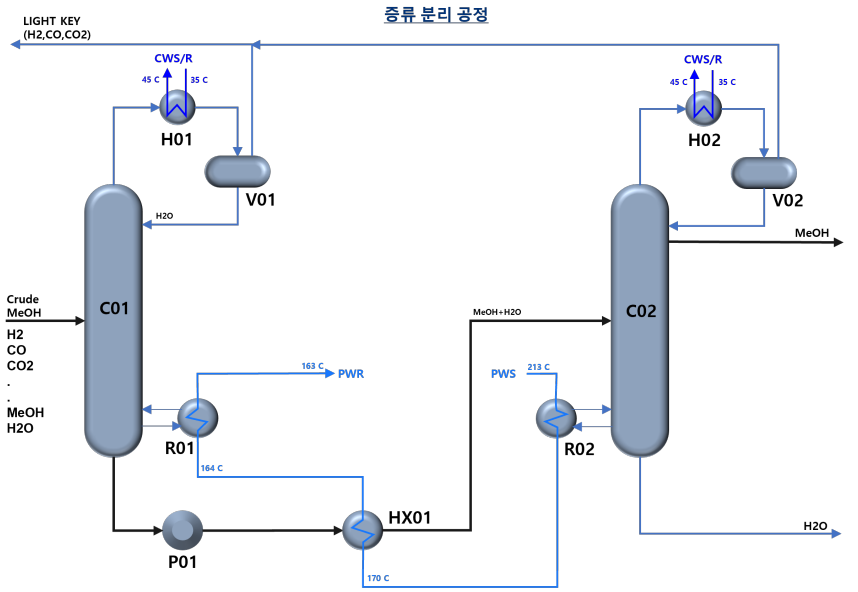

그림 1-2: 메탄올 증류 분리 공정 모델 흐름도

메탄올 합성을 통해 합성된 정제 전 메탄올이 라이트 엔드 증류탑으로 투입된다. 투입된 정제 전 메탄올은 조성의 끓는점 차이에 따라 가스 및 기체 상은 탑의 상부로, 물과 메탄올 액체 상은 탑의 하부로 분리된다. 탑 상부로 분리된 라이트 키 조성의 기체들은 미량의 기상의 물과 메탄올을 머금고 있는데 라이트 엔드 증류탑 응축기 (H01)를 통해 액체와 가스인

2 상 유체가 되어 라이트 엔드 증류탑 응축수 드럼 (V01)으로 투입된다. 응축수 드럼에서 응축된 메탄올과 물은 응축수 펌프를 통해 다시 라이트 엔드 증류탑 상부 1단으로 환류되며, 일산화 탄소, 이산화 탄소 및 수소 등으로 구성된 가스 조성의 기체 유량은 응축수 드럼 상부로 배출된다. 증류 탑 하부의 헤비 키 조성의 액체들은 따로 저장없이 라이트 엔드 증류탑 하단 펌프 (P01)을 통해 다음 공정으로 이송된다. 이송되는 유량은 이코노마이저 (HX01)를 통해 예열 되어 다음 공정인 정제 증류탑 (C02)로 투입된다. 라이트 엔드 증류탑의 열원은 섭씨 164도의 공정수이며, 상부의 응축기에서 사용된 냉각원은 35 45도의 냉각수이다.

정제 증류탑으로 이송된 유체는 대부분 물과 메탄올이며 증류탑 상부에서 기화된 메탄올이 정제 증류탑 응축기 (H02)를 지나면서 응축되어 증류탑에 환류 되는데, 이때 전 처리 과정에서 제거되지 않았던 잔여 가스가 응축수 드럼에서 배출되고, 정제된 순수한 메탄올은 저장 탱크로 이송된다. 정제 증류 탑 하부의 헤비 키 조성은 대부분 물 조성에 기화되지 않은 미량의 메탄올 액체이다. 이 유체는 증류탑 내부 압력으로 다음 공정으로 이송되며, 이 유체는 라이트 엔드 증류탑 및 정제 증류탑의 열원으로 쓰이는 공정수가 된다.

제 3 절　프로젝트 연구 목적 및 방향

이 보고서를 통해 연속 증류탑 설계 시 급격하게 변화하는 유입량 등의 비 정상 상태 간섭을 초기에 확인하여 대응 할 수 있으며 모델 예측 제어 방법이 증류탑의 생산량과 안정화 측면에서 효율적인 공정 개선의 대안 방법임을 확인하였다.

공정 모사 모델 생성을 위해 공정 흐름도 및 열 물질 수지를 바탕으로 증류탑 초기 설계부터 진행하였다. 설계를 진행하여야 하는 증류탑이 2 개이므로 라이트 엔드 증류탑 위주로 설명하고 정제 증류탑의 경우, 동일한 방법으로 계산하고 모사한 결과를 바탕으로 중요한 변수 조작 내용을 설명하였다.

수행 설계 자료를 바탕으로 계산과 공정 모사를 진행하며, 아스펜 테크놀로지사의 공정 모사 프로그램을 사용하여 공정 모사를 수행하였다. 완성된 정적 모사 공정에서 PID 기반의 제어기를 사용하여 동적 모사를 구현하였고, 추후 MPC 사용시 PID 제어기를 활용하고자 제어 변수를 단순화하였다.

정적 공정 모사를 바탕으로 실제 운전중인 운전 지표와 비교하여 최대한 유사한 패턴을 가지는 PID 값을 선정하였다. 생산량과 안정화 관점에서 동적 공정 모사 결과 및 지표 중 정제 증류탑의 피드 유량과 제품 유량, 그리고 공정 수의 사용량을 기준 잡아 모델 예측 제어 결과와 비교하였다.

제 2 장

증류탑 공정 모사 설계 방법

제 1 절　계산 기준 선정 및 이론 단수 계산

이 장에서는 증류탑 설계 이론 및 방법을 순차적으로 설명하고 정적 공정 모사를 진행하는 과정을 나열하였다. 먼저 피드 조건에서 라이트 키와 헤비 키 조성 분류를 통해 증류 탑 이론 단수 및 초기 환류비를 결정할 계산을 진행하며, 계산 방법으로는 McCabe-Thiele 및 Fenske Underwood equation 단수 검토 방법을 사용한다[4] [5] [6]. 이론 단수와 최소 환류비를 구하기 위해 사용되는 계산식 중에 가장 보편적이고 시각 화된 방법이 바로 McCabe-Thiele 단수 검토 방법이다. 2성분계 탄화수소 조성에서 끓는점 차이에 따라 라이트 키 (light key)와 헤비 키(heavy key)로 이를 나누어 정류부와 탈 거부 어디에서나 원하는 농도차이를 얻는데 필요한 이상단수를 계산할 수 있다.

라이트 엔드 증류탑의 설치 목적인 가스 성분 제거를 위해 아래와 같이 라이트 엔드 증류탑의 피드 조성을 먼저 분석하여 이를 라이트 키와 헤비 키 성분으로 분류한다[표 2-1].

라이트 키 선정 시, 이산화 탄소 또는 수소, 또는 디메틸 에테르를 선택해야 되나, 해당 물질은 운전 온도 압력에서 가스로서 존재하며, 이때 끓는 점 차이를 기반으로 한 분별 증류를 통해 분리되는 것이 아닌 자연적으로 분리되어 탑 상부로 나가게 되므로 McCabe-Thiele 이론 단수 계산 결과는 1단이 나오거나, 계산이 되지 않는다. 그래서, 계산이 가능한 유체

표 2-1: Light End Column Feed Composition

Component	Value (kmol/h)	Boiling P (C)	Light/Heavy
H2	0.26	-252.76	Light Key
CO	0.01	-191.45	Light Key
CO2	3.09	-78.45	Light Key
CH4	0.02	-161.49	Light Key
Di-methyl Ether	2.00	-24.84	Light Key
Methanol	1607.32	64.70	Heavy Key
Isobutanol	1.44	107.66	Heavy Key
H2O	741.16	100.00	Heavy Key

중 끓는 점 차이를 가진 두 유체로 라이트 키는 메탄올을, 헤비 키로는 물을 선택하여 이론 단수를 계산하였다. 위와 동일하게 정제 증류탑의 피드 조성을 분석하고 이 또한 라이트 키와 헤비 키로 분류하였으나, 라이트 엔드 증류탑과 피드 조성이 유사하므로 동일한 초기 이론 단수가 나옴을 알 수 있었다[표 2-2].

표 2-2: Refining Column Feed Composition

Component	Value (kmol/h)	Boiling P (C)	Light/Heavy
Methanol	1607.32	64.70	Light Key
Isobutanol	1.44	107.66	Light Key
H2O	741.16	100.00	Heavy Key

다음으로 Fenske-Underwood을 통해 라이트 키와 헤비 키를 선정하여 탑 상하부에서 분리하고자 하는 조성을 기준으로 최소 이론 단수와 최소 환류비를 계산해보았다[6]. 계산된 이론 단수와 환류비를 바탕으로 DISTL 모델을 활용하여 증류 탑 공정 모사를 수행하였다.

제 2 절　열역학 모델 설정 및 DISTL 모델

공정 모사 프로그램을 사용하여 계산하기 위해서 물질에 따른 최적의 열역학 모델을 선정하여야 계산 오차를 최소화할 수 있다. 이에 피드 조성인 메탄올과 물, 그리고 소량의 가스 성분을 기준으로 기 액 분리에 적용할 수 있는 열역학 모델을 선정하고자, 공정 모사에서 제시하는 방법을 사용하였다.

Aspen Plus 공정 모사 프로그램에서는 Property Method Selection Assistant를 통해 몇 가지 공정 유체에 대한 질문을 하여 그 질문에 대한 답변을 바탕으로 최적의 열역학 모델을 추천해 준다[7]. 질문의 단계에 답변하여 NRTL, Wilson, UNIQUAC or UNIFAC을 프로그램이 제안하였으며, 추가적으로 CO2와 H2 등의 가스 상의 분리를 위해 헨리 상수에 대한 변수값을 입력하는 열역학 모델을 제안하였다. 이를 바탕으로 공정 모사를 진행하기 위해 선택한 열역학 모델은 UNIFAC이며, 추가적으로 가스 유체 조성에 대해 Henry components를 설정하였다.

DISTL은 시뮬레이션에서 사용하는 다중 성분 증류 탑 모델이며 Edmister 접근법을 사용하여 증류 탑을 설계한다[8]. 이때 필요한 계산 입력값은 이론 단수, 환류 비, 그리고 탑 상부의 생산량이며, 이 값을 바탕으로 DISTL 모델에서는 응축기와 되끓이개의 열량을 계산한다. 이때, 응축기의 종류 (partial 또는 total)를 입력하여 그 환류비를 변경할 수 있다[그림 2-1].

다음 단계에서는 좀더 정교하게 공정 모사를 진행하는데 이 방법을 rigorous 방법이라고 한다. 이때 사용하는 RADFRAC 모델은 지금까지 진행되어 온 값을 바탕으로 증류 탑 직경, 높이, 인터널 (internal) 타입이나 상세 값 등의 구체적이고 세분화된 입력 값을 요구하여 설계 단수와 환류

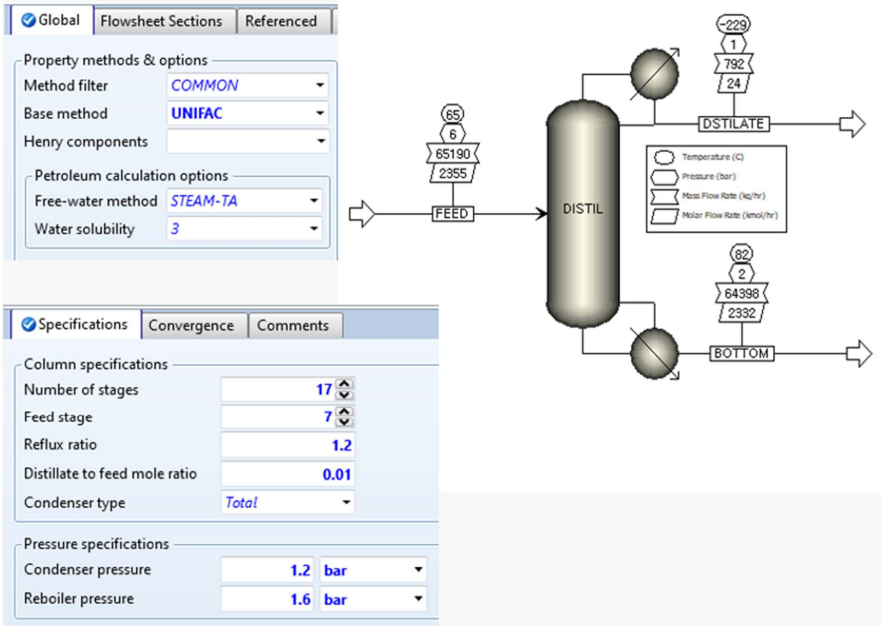

그림 2-1: Distl 모델 flowsheet 및 입력 data

비, 되끓이개와 응축기의 열량을 확정하였다[9].

제 3 절　RADFRAC DESIGN MODEL

RADFRAC 모델은 2성분계 또는 3성분계를 분리하는 정밀한 공정 모사 모델이며, 일반적인 증류 탑부터 흡착, 추출 및 반응이 있는 증류 탑까지 넓은 범위의 분리 공정을 모사할 수 있는 모델이다. 피드 유량 조성 및 탑 운전 조건 바탕으로 물질 수지와 그 계산에 수렴하는 기 액 평형상태를 계산하는 디자인 모드 (design mode)와 기계적인 변수 (탑 경, 높이, 인터널 타입 변경 등)를 조작하여 물질 수지와 그에 수렴하는 기 액 평형 상태를 계산하는 레이팅 모드 (rating mode)가 있다.

계산은 먼저 디자인 모드로 진행하였으며, 응축기와 되끓이개의 설계 조건을 DISTIL 모델 비교 결과인 환류비 5와 피드 유량 대비 탑 상부 증류 량의 비 (distillate to feed ratio) 0.01을 입력하였는데, 이 비율은 우리가 분리하고자 하는 메탄올 몰 유량을 기준으로 선정하였다[그림 2-2].

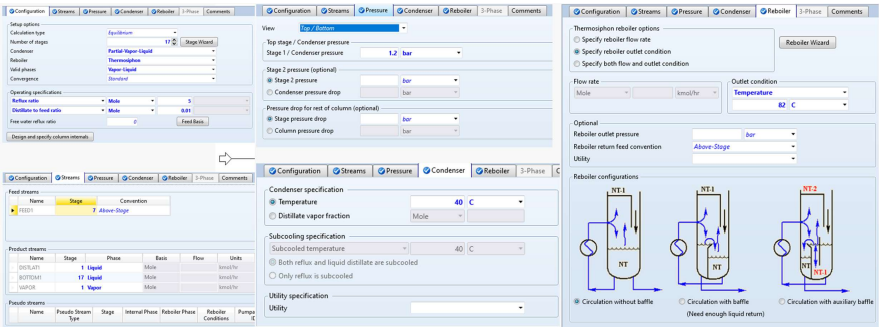

그림 2-2: RadFrac 모델 flowsheet 및 입력 data

디자인 모드에서 레이팅 모드로 계산 기준 변경 시 프로그램에서 계산된 시스템 기본 설정 값들 중 기계적 데이터 부분이 운전 데이터 기반의 계산 결과와 상충되어 결과 수렴을 방해한다. 이 에러를 없애고자 다음 절에서 기계적 데이터 부분을 추가적으로 입력하였다.

제 4 절 INTERNAL TYPE 선정 기준 및 설계 분석 방법

기준이 되었던 이론 단수를 바탕으로 계산된 증류 탑 지름, 높이 등의 기계적 결과는 우리가 설치하고자 하는 장소의 넓이와 높이, 유지 보수 가능성, 실제 업체에서의 제작 가능성 등을 반영하지 않은 이론상의 결과에 가까운 경우가 많다. 그래서 현재 계산된 값을 기준으로 하여 증류 탑의 기계적인 사양을 조정하는 과정인 레이팅 모드 (rating mode) 설계를 진행하는데 이때 인터널 타입 선정 및 기계 데이터를 입력한다.

인터널은 큰 분류로 tray, packing으로 구분되며, packing은 random packing과 structured packing으로 분류된다. 그 세부적인 분류는 분리하고자 하는 유체의 성질, 증류 탑 운전 온도, 압력에 따라 그 종류가 업체별로 다양하며 일반적으로 설계 시점에서 그 타입을 정하는 선정 기준은 [표 2-3]과 같다[10]. 이를 바탕으로 기준 모델의 증류탑은 상대적으로 높은 액체 비율에서 좋은 효율을 보이고 가격적인 장점을 가지고 있는 sieve tray를 인터널로 선정하였다.

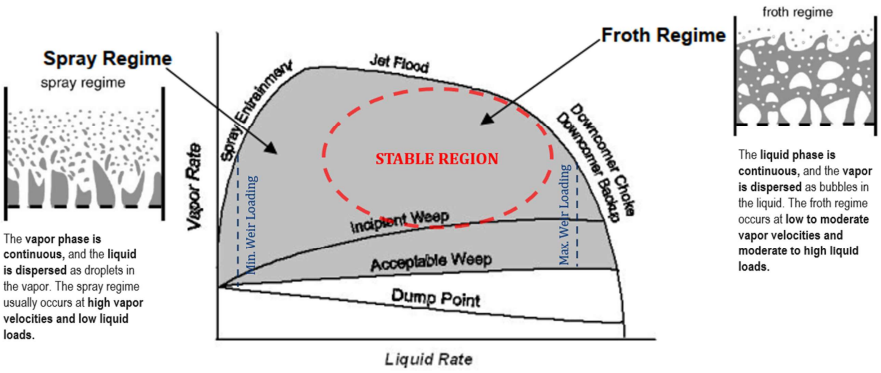

그림 2-3: Tray Operating Diagram[1]

표 2-3: Internal Type 선정 기준

	TRAY	RANDOM PACKING	STRUCTURED PACKING
Delta P	High	Low	Very Low
Theoretical plate	6 mbar	3 mbar	1 mbar
Cost	Depends (Cheaper)	Lower than S.P	Higher than R.P
Installation	Difficult	Easy	Difficult
Vacuum Column (Tower)	Out of Favor	Good	Very Good
Low Liquid Rates	Questionable (Spray Regional Good)	Good	Very Good
High P Distillation	Good	Ok (Good)	Out of Favor
High Liquid Rates	Good	Ok	Questionable
Fouling Resistance	Depends (Excellent)	Depends (Good)	Not Good

Tray 타입의 증류탑 공정 모사에서는 [그림 2-3]을 통해 운전 안정도를 분석하여 설계한다[1]. X축은 액체 유량을 y축은 기체 유량을 나타내며 탑 상부와 탑 하부에서의 기 액 평형선은 안정 지역 (stable region) 안에 배치되도록 탑을 설계해야 한다. 기 액 평형선과 운전 점이 안정 지역의 좌측으로 치우쳐 운전되는 경우는 spray regime에서 운전되며 기체의 비율이 액체보다 많아 기체 속도가 증가하게 되고, 결과적으로 spray entrainment (jet) flooding이 발생한다. 반대로 기 액 평형선과 운전 점이 안정 지역의

우측으로 치우쳐 운전되면 액체의 비율이 기체보다 많아져 액체가 tray 상부에 쌓이게 되고, 이는 기체 속도를 늦추어 froth entrainment (jet) flooding을 발생시키며 연속적으로 down-comer back-up 또는 choke flooding을 일으키기도 한다. 공정 모사 프로그램에서도 이와 같은 분석을 통해 각 단에서 기 액 평형상태가 어느 위치에서 운전되는지를 시각적이고 직관적으로 판단할 수 있다 [그림 2-4].

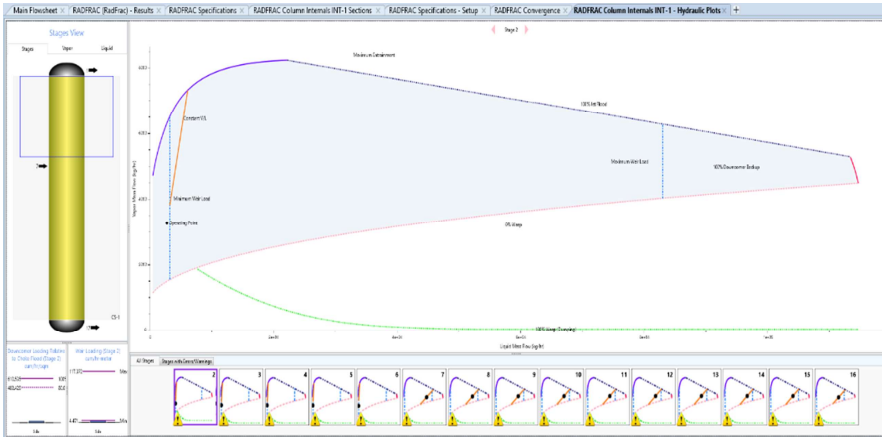

그림 2-4: Rate-Based internal 공정 모사 초기 결과

제 3 장

동적 공정 모사 및 모델 예측 제어 적용

제 1 절 동적 공정 모사 변수 설정

동정 공정 모사 (dynamic process simulation)에서는 지난 시간의 PID 제어 루프를 실제 운전과 유사한 상태의 운전 결과 값을 출력할 수 있다. 이는 정상 상태 (steady state)에서의 유량 또는 압력의 입력 값이 PID 제어 계산을 통해 시간에 따른 출력 값을 보여주며, 이 결과는 다른 PID 제어 계산의 입력, 출력, 그리고 기타 변수 간의 상호 작용을 하면서 연속적인 결과값을 출력한다. 이렇게 나온 결과는 실제 PID 제어 방식을 적용한 공정의 운전 결과와 비교하여 볼 수 있는 장점을 가지고 있다. 이 프로젝트에서 각 증류탑의 제어 루프의 경우, 조작 변수와 종속 변수를 [표 3-1]과 같이 설정하였다.

표 3-1: 동적 모델 제어루프 조작 변수 및 종속 변수 선정

조작 변수	종속 변수
Feed Flow	Refining Column (C02) Distillate
Process Water Flow (Utility)	Refining Column (C02) Bottom

공정을 구성하기 위해서 증류 탑 사이에 여러가지 다른 기계 설비들도 공정 모사가 진행되어야 한다. 하지만 조성이 복잡하지 않고 (이성분

계), 그 조성의 변화가 증류탑처럼 크지 않으므로 열교환기 및 이송 펌프는 열 물질 수지를 기준으로 short cut 방법으로 공정 모사를 진행하였다 [그림 3-1].

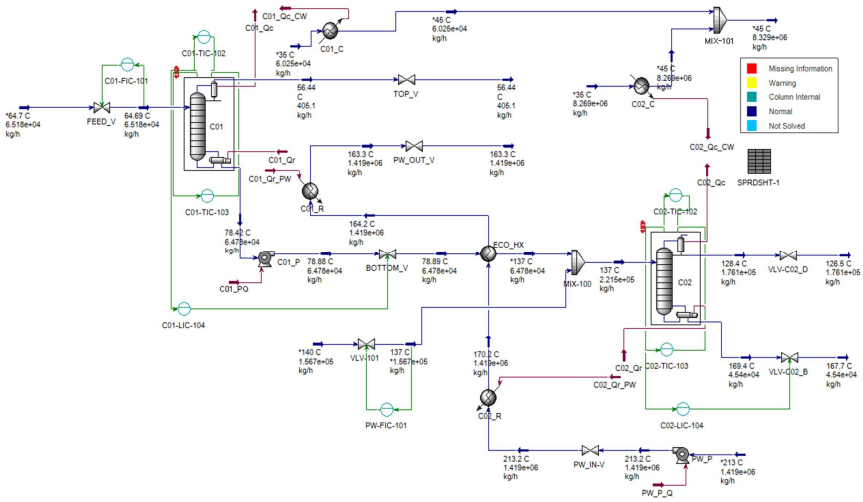

그림 3-1: 동적 공정 모사 흐름도 작성

제 2 절　PID 제어 모델 생성

증류 분리 공정에서 급격한 유량 및 운전 조건 변화에 따른 실제 공정 안정화 시간은 약 4시간 정도 걸린다. 운전자의 운전 경험이 많지 않은 초기 운전 시, 그 시간 동안에 생산되는 제품은 오프 스펙으로 재 순환을 거쳐 다시 생산과정을 거쳐야 하는데 이때 생산 손실 및 추가적인 자원이 소모된다.

안정화 시간 비교를 진행하고자 운전자 개입이나 다른 변수 통제 없이 안정화되는 실제 공장의 PID 제어 루프 기반의 동적 공정 모사 결과 모델을 만들었고, 이 모델을 바탕으로 PID 운전 모델 데이터를 추출하였다. 조작하는 변수는 라이트 엔드 증류탑 (C01)의 피드 유량을 측정시간 시작 5분 후에 65,170 kg/h에서 83,700 kg/h 유량으로 순간적으로 증가시켜 아래 변수들이 실제 안정화되는데 걸리는 시간인 4시간 (240분)동안 그 변화를 살펴보았다.

- 정제 증류탑 (C02) 피드 유량 변동 안정화 확인
- 정제 증류탑 (C02) 증류부 제품 유량 변동 안정화 확인
- 정제 증류탑 (C02) 공정수 열원 유량 변동 안정화 확인

공정 제어 변수가 흔들리지 않고 계속 그 제어가 유지되는 시작 시점을 공정 안정화 초기 시점으로 보고, 시작 시점이 빠를 수록 공정 안정화에 투입되는 자원을 줄일 수 있다고 가정하여 결과를 비교 검토하였다. 공정 모델 및 공정 모사 결과 정확도에 따라 그 비교 결과치가 완전히 다르게 나오기 때문에 실제 운전 결과와 유사한 모델을 만드는데 많은 시간이 걸렸다.

제 3 절　모델 예측 제어 (MPC) 생성

실제와 유사하게 운전되는 동적 공정 모사 모델 결과값과 현재 측정값을 이용하여 출력의 미래 값을 예측할 수 있으며, 예측 값과 측정치를 사용하여 입력 변수의 적절한 변경 값을 계산할 수 있다. 이는 [그림 3-2][2]과 같은 기본적인 블록선도로 표현할 수 있다.

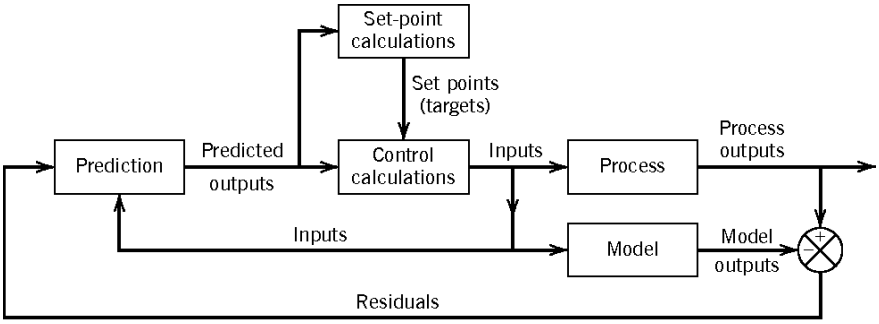

그림 3-2: 모델 예측 제어에 대한 블록선도[2]

공정 모델에서 PID 제어 루프 기반의 시뮬레이션 동적 모델 값과 예측 (Model) 출력의 차이인 잔차 (Residuals)는 예측 (Prediction) 블록으로 들어가 예측 값을 출력하여, 설정 값과 제어 MPC 값 계산에 사용된다. MPC 계산은 현재 측정치와 미래 출력 값의 예측치를 기반으로 제어 입력을 변화 값을 결정하여 예측된 응답이 설정한 제어 값에 최적의 방식으로 움직이게 하는데, Single Input Single Output (SISO) 제어에 대한 실제 출력 y, 예측 출력 ŷ, 조작입력 u에 대한 기본 개념은 [그림 3-3]과 같다.

현재 샘플링 순간 k에서 일련의 M개 입력 u(k+i-1), i=1,2, . . . , M을 계산하며, 이 집합은 현재 입력 u(k)와 M-1개의 미래 입력으로 구성된다. 위의 그림에서 M개의 제어 움직임 이후에는 입력 u(k)은 일정하게 유지되는데, 이때 u(k)는 P개의 예측 출력 ŷ(k+1), i=1, 2, . . . , P의 설정 값에

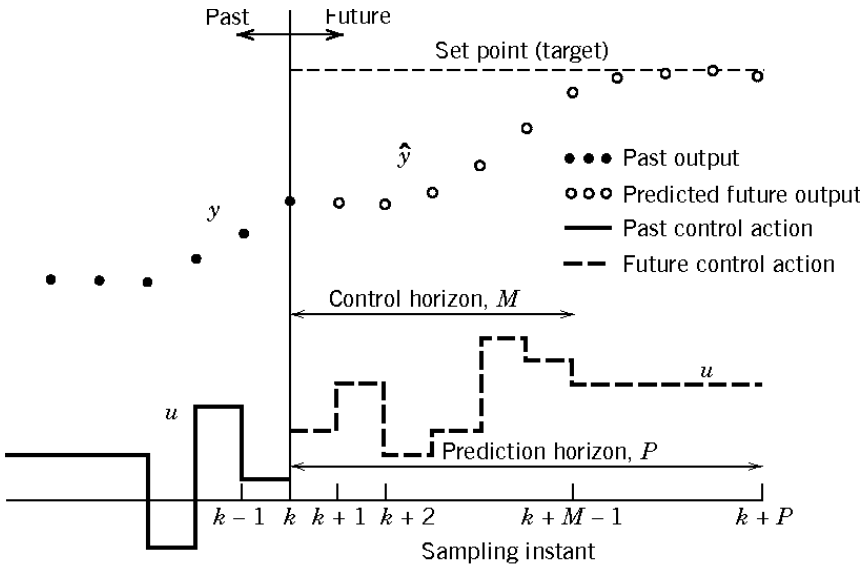

그림 3-3: 모델 예측 제어의 기본 개념[2]

최적의 방식으로 도달하도록 입력이 계산된다. 이때, 예측 값 개수 P는 예측구간 (prediction horizon)이라고 부르고, 계산된 제어움직임의 개수 M은 제어구간(control horizon) 혹은 움직임구간 (move horizon)이라고 한다[2].

MPC의 특징으로 M개의 제어 움직임을 매 샘플링 시간마다 계산하지만, 오직 첫번째 움직임만 실제 구현되게 되는데 이를 이동 구간 접근법 (receding horizon approach)이라고 한다3-4. MPC 1단계에서는 공정과 연결된 제어시스템을 통해 새로운 공정 데이터를 수집하여 2단계에서 새로운 출력 예측을 계산한다. 이때 MPC 계산에 사용할 수 있는 입력 (MV), 출력 (CV), 외란 변수 (DV)를 결정해야 하는데 이 제어 구조 결정 활동을 3단계에서 진행한다. 이때, 제어 계산에 사용하는 변수 중 유지 보수, 보정 작업등으로 제어 계산에 사용할 수 없는 불량 조건 (ill-conditioned)이

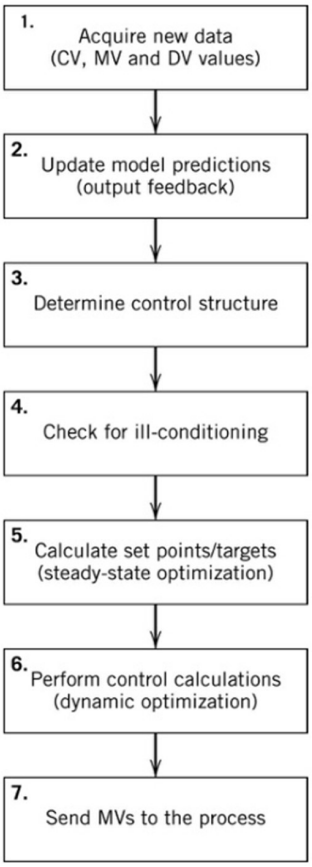

그림 3-4: MPC 계산의 순서도[Qin and Badgwell(2003)으로부터 수정[2, pp.396]

될 수 있으므로 이 작업을 통해 중요하지 않은 (noncritical) 출력 변수를 확인하고 이 변수를 수정하거나 제거하여 예측 계산을 실시할 수 있도록 확인하는 작업을 4단계에서 진행한다. 5단계와 6단계에서는 MPC 계산을 실시하는데, 최적의 운전 조건을 결정하고 MPC 제어 계산을 기반으로 운전 조건을 이동하면서 설정 값을 계산한다. 계산된 설정 값은 7단계에서 DCS 모델상의 입력 값 (MV) 이 되어 PID 제어 루프에서 계산된 제어 동작을 구현하여 출력 값 (CV)을 최종 결과로 나타낸다. 이때 MPC 제어

기반의 설정 값을 결정하는 계산과 이 설정 값을 최적화하기위해 두가지 유형의 제어 계산을 진행하는데 입력 출력에 대한 상한 및 하한과 같은 부등식 제약 조건을 충족하면서 목적 함수 (최종 설정 값 계산 함수)를 최적화해 나간다.

제 4 절 MPC SISO 제어 적용

위의 설명을 기반으로 PID 제어 루프를 사용한 입력 출력 외란 변수의 공정데이터에 시뮬레이션 MPC 제어 루프를 연결하여 그 결과인 제어 안정화 시간의 변화를 확인하고 그 시간을 최소화하였다. MPC 제어 루프는 [표 3-2]와 같이 정제 증류탑의 피드 유량과 유틸리티 공정수의 온도 제어 밸브 구동부와 연결하여 후단 제어루프에서부터 시스템 안정화 작업을 하였다[그림 3-5].

표 3-2: MPC 제어 루프 연결 구성

INPUT	C02IN	Mass Flow
OUTPUT	C02-TIC-104	PV

공정 모사기 내 MPC 제어루프의 경우, step response length는 100까지 가능하며, prediction horizon은 step response length 보다 작아야 하고, control horizon은 prediction horizon 보다 작아야 한다. 이때 control interval은 1 분 (60 초)로 지정하였다.[그림 3-6] 최종 결과 비교 시 prediction horizon을 키워 도출 한 결과가 현재 default prediction horizon 값의 결과와 동일한 그래프를 얻을 수 있었다.

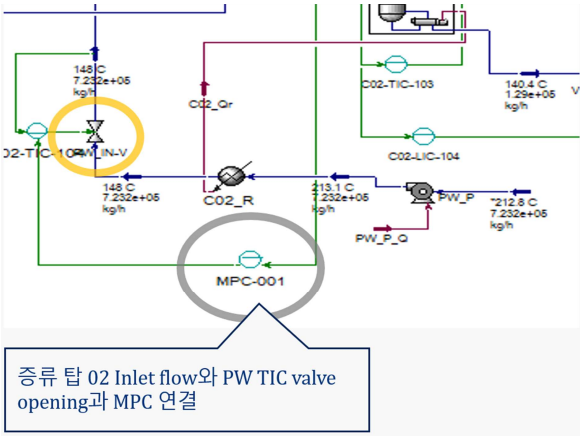

그림 3-5: MPC 제어 루프 생성

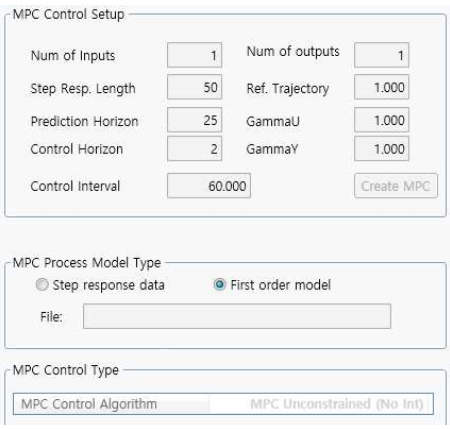

그림 3-6: Hysys MPC 제어 루프 set up

제 4 장

계산 및 모사 결과

제 1 절　이론 단수 계산 결과

McCabe-Thiele 이론 단수 계산 결과는 [그림 4-1]과 같은 계산 시트 또는 [그림 4-2]와 같은 계단형 모양의 그래프를 통해 확인할 수 있으며, 이론 단수는 11단임을 확인하였다.

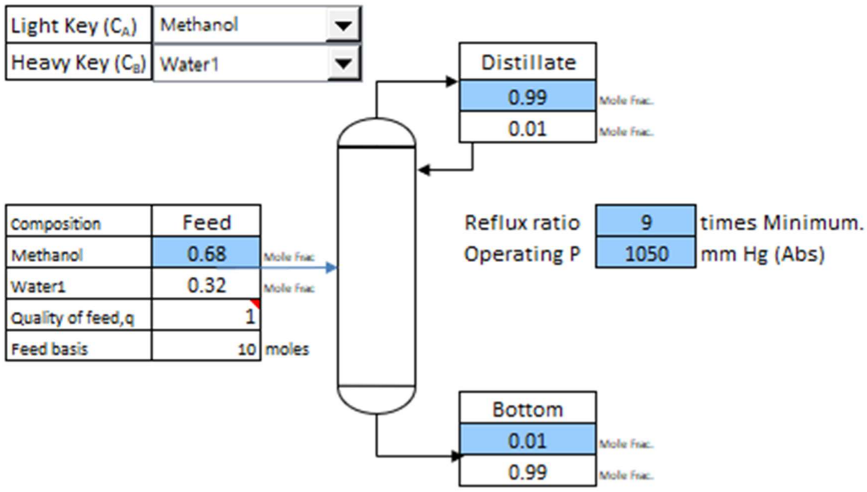

그림 4-1: McCabe Thiele 계산 시트

Fenske-Underwood을 통해 전 환류일때 최소 이론 단수는 7단, 피드 단은 2단이 되며, 최소 환류비는 0.52의 결과 값을 계산하였다. 이때 계산된 이론 단수와 피드 단은 전 환류 기준으로 계산된 최소 단수를 의미하고 최소 환류비는 계산이 가능한 가장 적은 환류 비로서 실제 단수를 결정할

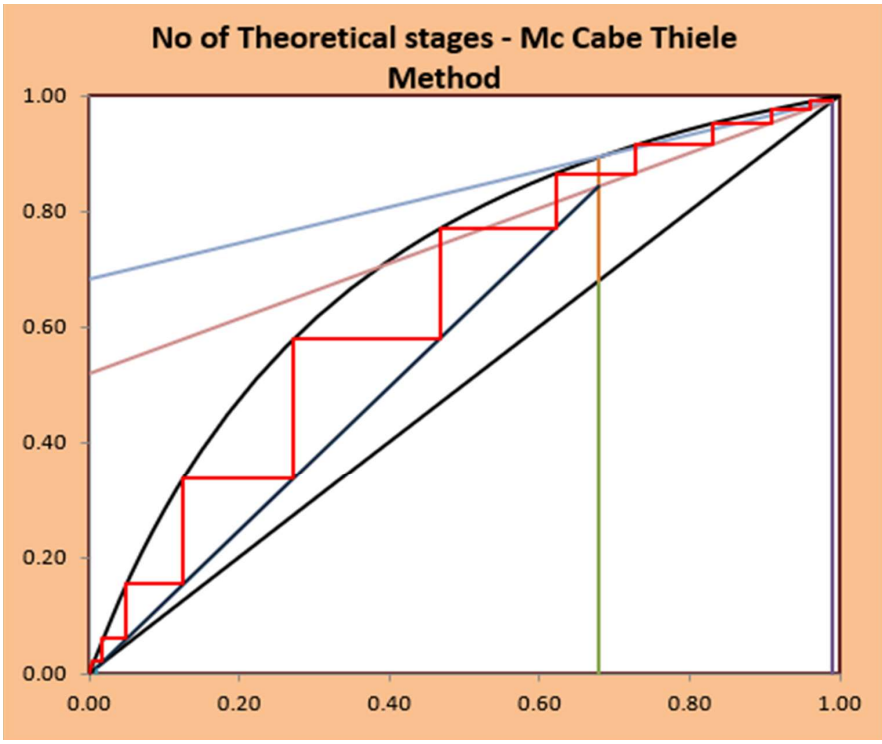

그림 4-2: McCabe Thiele 계산 시트 결과

때는, 무조건 계산된 값보다 큰 단수와 환류비가 필요하게 된다. 이에 경험에 의거해 이를 실제 증류 탑 계산에 적용가능한 이론 단수와 피드 단을 결정할 수 있도록 변환해 주는 표가 Gilland Correlation Chart이며, 계산된 결과를 이에 대입하여 변환하면 이론 환류비는 17단, feed 단은 7단으로 계산되었다.

위의 두가지 계산 방법으로 환류비를 변경하면서 결과를 비교해 보았다[표 4-1]. 환류비가 커질수록 이론 단수가 작아지고 이에 따른 피드 단수가 변경되었다. 다음 단계에서 응축기와 되끓이개의 열량을 가장 적게 사용하고자, 환류 비 1.2, 이론 단수 17단, 그리고 feed 단 7단을 선택하여 DISTL 모델 공정 모사를 진행하였다.

표 4-1: 환류비에 따른 이론 단수 및 Feed Location 비교

Reflux	No. Stage		Feed location	
Ratio	McCabe	FUG	McCabe	FUG
1.2	15	17	8	7
2	11	12	5	5
3	10	11	4	4
4	9	10	4	3
5	9	9	4	3
6	9	9	4	3
7	8	9	4	3
8	8	8	4	3
9	8	8	4	2

정제 증류탑은 라이트 엔드 증류탑과 같은 라이트 키와 헤비 키를 사용하였으므로 둘이 동일한 계산 결과와 환류비를 가지게 된다. 이를 바탕으로 공정 모사를 진행하면서 포함된 불순물의 순도와 끓는점 차이에 따라 증류탑의 탑 경과 높이를 좀 더 구체적으로 설계한다.

제 2 절 DISTL MODEL 결과

메탄올이 증발하여 탑 상부로 올라가는 손실을 최소화하는 운전 열량 구간을 찾고자, 환류 비에 따른 증류 탑 상하부에서의 제품 조성과 응축기 및 되끓이개의 열량을 비교하였다. 이때, 이론 단수는 17단, feed 단은 7단으로 고정한 상태에서 비교하였다. [표 4-2]에서 보이는 바와 같이 환류비가 5일 때, 탑 상부에서 제품의 조성 손실이 작고, 운전 열량 역시 작은 상태임을 알 수 있었다.

DISTL 모델 결과를 토대로 다음 절에서 좀 더 정교한 RADFRAC 모

표 4-2: Distl model 결과 비교표

DISTIL RR	TOP MeOH Mass Frac	BOT MeOH Mass Frac	REBDUTY KW	CONDUTY KW
1.2	0.78	0.790	1524	521
2	0.76	0.790	1715	706
3	0.74	0.791	1950	936
4	0.73	0.791	2183	1166
5	0.72	0.791	2415	1397
6	0.72	0.791	2648	1629
7	0.72	0.791	2880	1861
8	0.72	0.791	3113	2094

델을 모사하였다.

제 3 절 RADFRAC MODEL 결과

RADFRAC 모델에서 [표 4-3]과 같이 응축기의 열량은 -307 kW, 되끓이개의 열량은 922 kW로 계산 결과가 나왔다. 탑 상부의 온도는 40도, 탑 하부의 온도는 73.94도로 계산되었다.

이 단계에서는 원하는 조성이 탑 상부와 하부로 분리가 되었는지 확인할 수 있는데, 확인 결과 탑 하부 조성 중 디메틸 에테르가 1.6 kg/h 포함되는 것으로 계산되었다. 끓는 점이 -24.84도로 light key 성분임에도 불구하고 메탄올에 녹아 탑 하부로 나오게 되면 최종 후단의 메탄올의 생산품 순도에 영향을 미친다. 그러므로 최대한 이 물질이 나오지 않도록 증류 탑 운전 조건을 변경하여 디메틸 에테르의 탑 하부 포함량을 비교해 볼 수 있도록 레이팅 모드 공정 모사를 수행하였다.

표 4-3: Rigorous RadFrac 모델 design 결과

Stage	Temp	Pressure	Heat duty	Liquid from (Mole)	Vapor From (Mole)
	C	bar	cal/sec	kmol/hr	kmol/hr
1	40.00	1.2	-73303.9 (-307 kW)	29.4991	5.862
2	65.38	1.2		20.303	35.36
3	66.18	1.2		20.2269	36.38
4	66.69	1.2		20.0788	36.3
5	67.48	1.2		19.8562	36.15
6	68.70	1.2		19.5323	35.93
7	70.77	1.2		2414.53	34.36
8	71.96	1.2		2421.46	75.31
9	72.60	1.2		2425.17	82.23
10	72.92	1.2		2427.03	85.94
11	73.11	1.2		2428.03	87.8
12	73.24	1.2		2428.69	88.8
13	73.36	1.2		2429.27	89.46
14	73.49	1.2		2429.88	90.04
15	73.65	1.2		2430.55	90.66
16	73.96	1.2		2428.06	91.32
17	73.94	1.2	220253 (922 kW)	2427.9	0.163

제 4 절　라이트 엔드 증류탑 모사 결과

레이팅 모드 계산 시, [그림 4-3]과 같이 인터널 데이터를 입력하는 탭 창에서 단 수와 sieve tray을 타입으로 설정하고, tray pass를 기본 값인 1로 지정한다. 그리고 디자인 모드로 계산하여 적용된 증류 탑 지름과 tray 사이 간격은 수정없이 그대로 진행하였고, [그림 2-4]와 같이 에러 메시지와 함께 수렴 결과를 볼 수 있었다. 에러 메시지 중 주요 사항으로 기 액 평형 상태의 유량이 minimum weir load에 위치해 있음을 확인 할 수 있었다.

에러 메시지의 원인은 증류탑 내부 액체 순환 유량이 적고 기 액 평형 상의 전체 유량이 최소 이론 단수를 기준으로 최소한으로 운전되고 있었다. 그에 따라 기 액 평형선은 froth regime 부분이 아닌, spray regime 쪽에서 운전되어 디메틸 에테르의 성분이 탑 하부로 나오고 있었다.

탑 하부 디메틸 에테르의 양을 최소한으로 줄이기 위해 되끓이개의 열량을 증가시키자 탑 내부의 액체 순환 유량이 더 필요하였고, 피드 기 액 조성이 정해져 있는 상태에서 환류비를 14까지 증가시켜 증류탑 내부 액체 순환 유량을 증가시켰다.

증가된 환류비는 증류탑 내부의 기 액 평형 유량을 증가시키고, 증가된 유량은 곧 증류탑 내부 유체의 부피의 증가를 의미하면서 이에 따라 증류탑의 면적을 넓혔다. 증류탑의 탑 경과 내부 인터널의 기계적인 변수를 변경하여 에러 없이 수렴하게 만든 결과는 [그림 4-3]과 같다. 이때, 증류부와 탈거부에서의 유체의 거동이 조금씩 다름을 보이는데 이 다른 유체의 거동을 운전조건의 변경 또는 기계적 특성의 변경을 통해 안정 지역에서 운전되도록 변수를 조작해보았다.

먼저 증류부의 경우 기 액 평형 선이 안정 지역 좌측에 쏠려 있었다. 이에 기 액 평형선을 옮길 수 있는 방법으로는 액체 유량을 증가시키는

표 4-4: 환류비에 따른 Di-methyl Ether 탑 하부 조성

REFLUX RATIO	DI-METHYL ETHER MASS FLOW IN BOTTOM (kg/h)
5	1.60310197
6	0.68800270
7	0.31466017
8	0.15271297
9	0.07818032
10	0.04197048
11	0.02350208
12	0.01366371
13	0.00821465
14	0.00508940

	Value	Units
Number of Trayed/Packed stages	15	
Total height	9.144	meter
Total head loss (Hot liquid height)	1.59557	meter
Total pressure drop	0.118428	bar
Number of sections	1	
Number of diameters	1	
Pressure drop across sump		bar
Total residence time	0.0142084	hr

	Start Stage	End Stage	Diameter		Section Height		Internals Type	Tray Type or Packing Type	Section Pressure Drop		% Approach to Flood	Limiting Stage	
CS-1	2	16	1.3	meter	9.144	meter	TRAY	SIEVE	0.118428	bar	90.2952	13	View

그림 4-3: Internal 공정 모사 에러 수정 반영 결과 값

방법이 있는데, 가스가 많이 존재하는 현재의 조성에서는 끓는 점 차이를 통해 액체의 양을 늘릴 수 없다. 그러므로 이 경우, 피드 단의 액체를 증류부의 각각의 단수마다 투입할 수 있도록 노즐을 만들어 강제적으로 액체의 양을 일정하게 높일 수 있도록 하였다.

탈거부의 경우, 기 액 평형 선은 안정 지역에 위치하고 있으나, downcomer loading이 높은 것을 알 수 있다. 이를 해결하기 위해 증류부에서 액체를 분산시켜 투입하고, 또한 증류 탑의 내 tray 면적을 증가시켜 액체 높이를 낮추는 방법을 사용하였다.

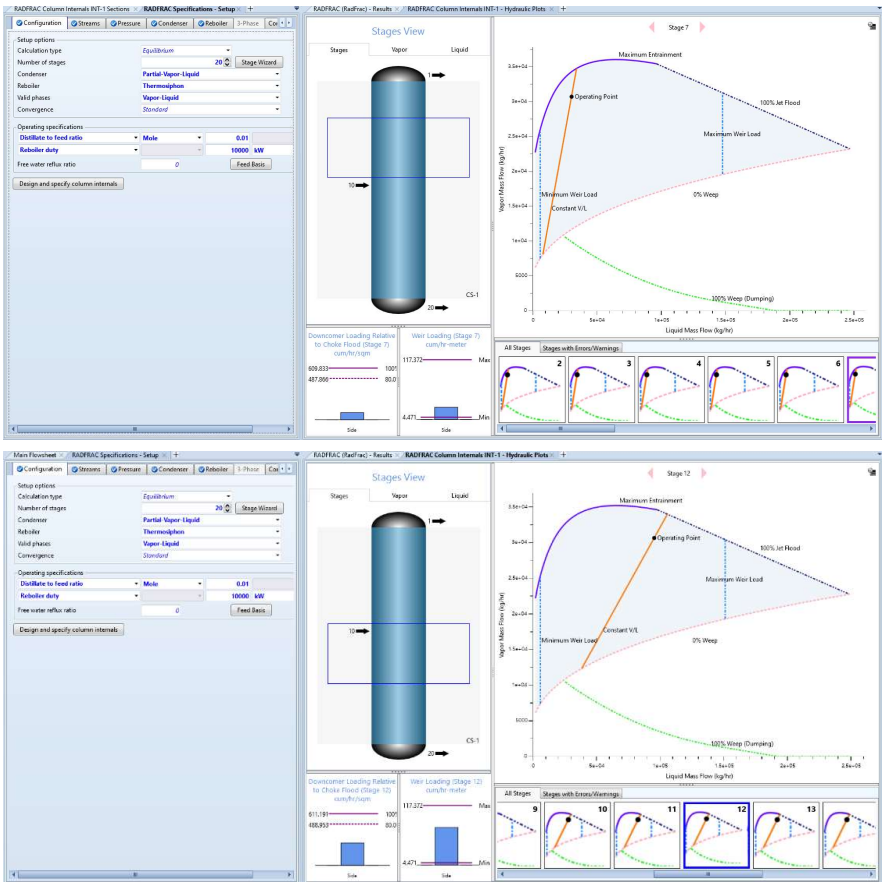

그림 4-4: Internal 데이터 변경 후 증류부 및 탈거부 기액 regime 결과

위의 값들을 변경시켜 공정 모사를 진행한 결과는 [표 4-4]와 같다. 단수는 42단으로 증가시켰으며 되끓이개의 열량도 10,000kW까지 증가시켜 downcomer loading도 설계 안정 범위내로 줄였다. 하지만, 증류부의 기 액 평형선의 기울기는 안정 지역 쪽으로 변경시킬 수 없었는데, non-condensable인 가스 조성 상들이 변경된 조건하에서도 원하는 만큼의 액체 유량을 만들어 내지 못하였던 것이 가장 큰 이유임을 확인할 수 있었다. 탑 지름과 tray 면적의 경우, 기 액 평형 및 flooding에 가장 영향을 미치는 인자로써 2.2m 정도까지 커졌을 때 비로소 에러 없이 늘어난 기 액 평형 유량을 만족하였다.

표 4-5: 라이트 엔드 증류탑 공정 모사 결과

	공정 모사 결과
Column 단수	42단
Tray Spacing (mm)	610
Diameter (m)	2.2
Height (T to T) (m)	28.615
탑 상단 Vapor 유량 (kg/h)	31,708
탑 상단 Liquid 유량 (kg/h)	31,179
탑 하단 Vapor 유량 (kg/h)	32,013
탑 하단 Liquid 유량 (kg/h)	95,157
Reboiler Heat Duty (kW)	10,000

제 5 절　정제 증류탑 모사 결과

위의 방법을 정제 증류탑에도 동일하게 적용하여 진행한 결과는 [표 4-6]와 같다. 실제 공장과 유사하게 라이트 엔드 증류탑이 병렬 운전하고 있음을 모델에 표현하고자, 라이트 엔드 증류탑 하부 유량을 2배하여 정제 증류탑 피드 유량으로 사용하였다.

표 4-6: 정제 증류탑 공정 모사 결과

	공정 모사 결과
Column 단수	95단
Tray Spacing (mm)	550
Diameter (m)	5.5
Height (T to T) (m)	63.11
탑 상단 Vapor 유량 (kg/h)	268,061
탑 상단 Liquid 유량 (kg/h)	187,434
탑 하단 Vapor 유량 (kg/h)	187,161
탑 하단 Liquid 유량 (kg/h)	294,201
Reboiler Heat Duty (kW)	55,939

제 6 절 PID 제어 동적 모사 결과

4.6.1 C02 피드 유량 변동 결과

[그림 4-5]과 같이 정제 증류탑 (C02) 피드 유량이 약 4시간에 걸쳐서 수렴하는 동적 공정 모사를 만들었다. 증가한 피드 유량이 C02 내부 온도를 낮추고, 이를 보상하기 위해 열원을 투입하는데, 이때 다시 많은 양의 내부 유체가 기화되어 올라가는 상황이 초기 약 70분간 반복적으로 지속되었다. 이는 실제 공장도 유사한 상황이 나타나는데 이를 운전자가 개입하여 수동으로 안정화 작업을 진행한다.

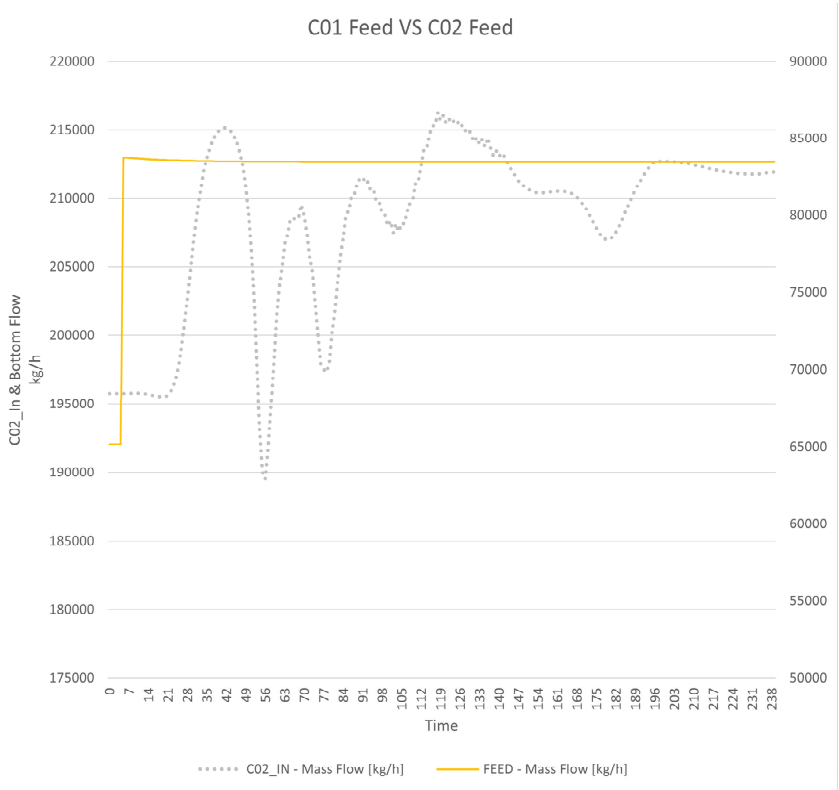

그림 4-5: C02 피드 (C02_IN)유량 변화

4.6.2 C02 제품 유량 변동 결과

앞에서 설명한 것과 같이 갑작스러운 C01 피드 유량 변화로 인해 C02의 피드 유량이 급격하게 변화하며, 그 영향으로 C02의 메탄올 제품의 생산 유량이 흔들리는 것을 [그림 4-6]으로 확인할 수 있었다.

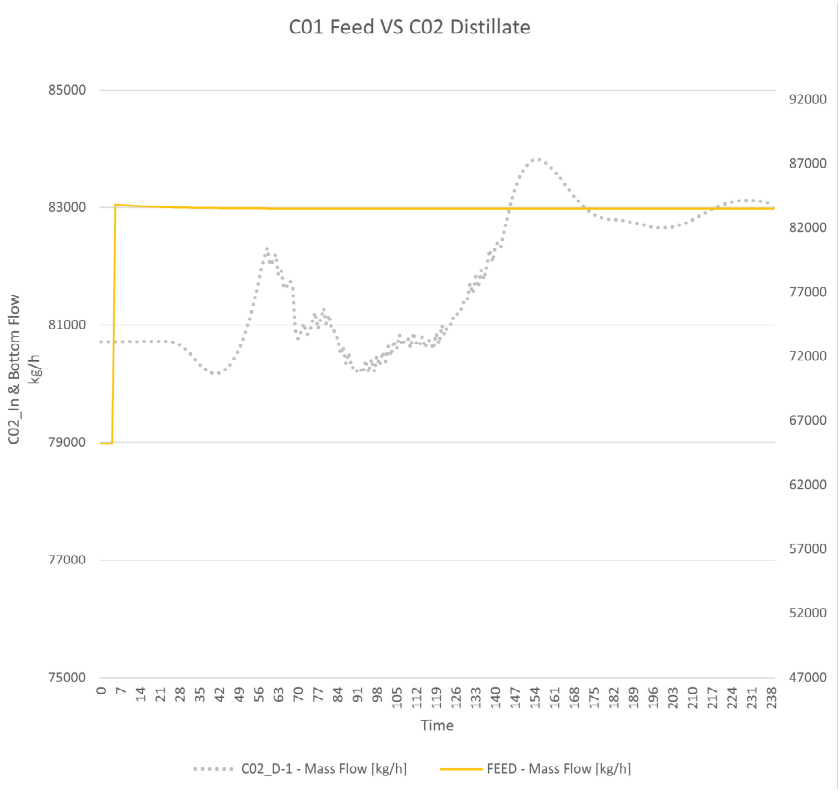

그림 4-6: C02 (C02_D-1) 제품 유량 변화

4.6.3 C02 공정수 열원 유량 변동 결과

[그림 4-7]에서 보이는 바와 같이 급격하게 변화하는 C02의 피드 유량에 맞추어 열원인 공정수의 유량이 변동하는 것을 확인할 수 있었다. 이때 C02 피드 유량이 투입되고 나서 약 2시간 동안 증류탑 내부 기 액 평형을 맞추고자 계속적으로 공정수 투입량이 증가한다.

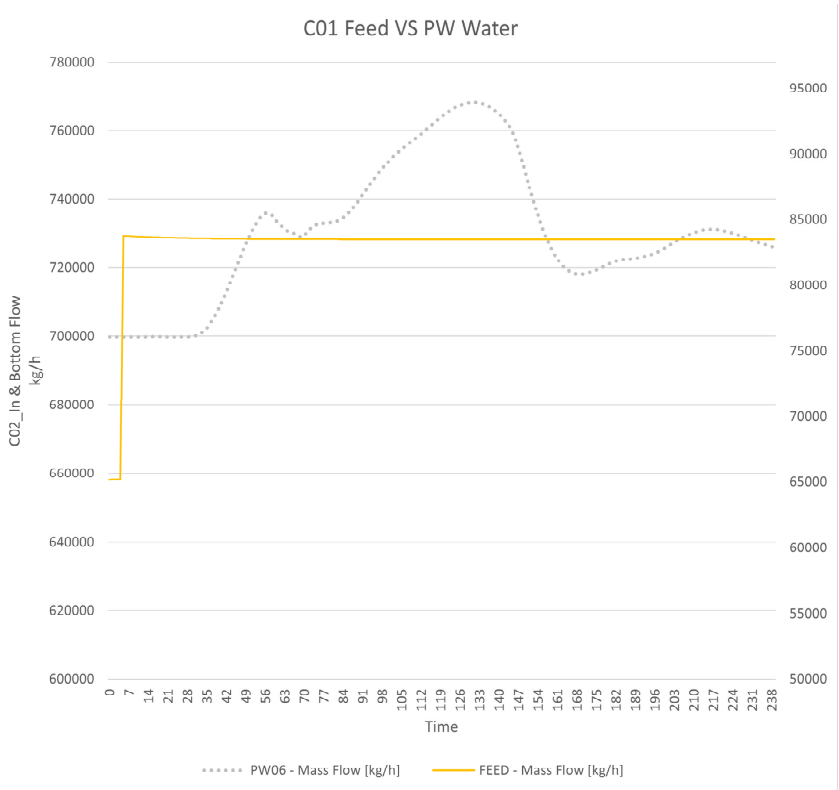

그림 4-7: C02 공정수 (PW06) 열원 유량 변화

제 7 절　MPC 도입 결과

이번 절에서는 PID를 통해 확인된 공정 안정화 시간을 MPC제어기를 추가로 공정 모사내 설치하여 동일한 방법으로 공정 안정화 시간을 비교해 보고자 한다. MPC 제어 루프의 Input 값인 C02 피드 유량 PID 제어에 적용되는 P 값과 I 값을 3가지 case로 변형해본 결과 최종적으로 Case 3인 PID 제어 P = 4, I = 6 일 때의 MPC 제어기를 통한 공정 안정화 성능이 기존 4시간 정도에서 70분까지 짧아졌다. Input 제어기 및 Output 제어기의 P와 I값을 조금씩 더 키워 보고 변화시켜 보았으나, 값의 변동이 점점 심해지면서 수렴하지 않거나 2 3시간 정도의 공정 안정화 시간이 소요되었다. P = 4, I = 6 일 때 model step response는 [그림 4-1]과 같다.

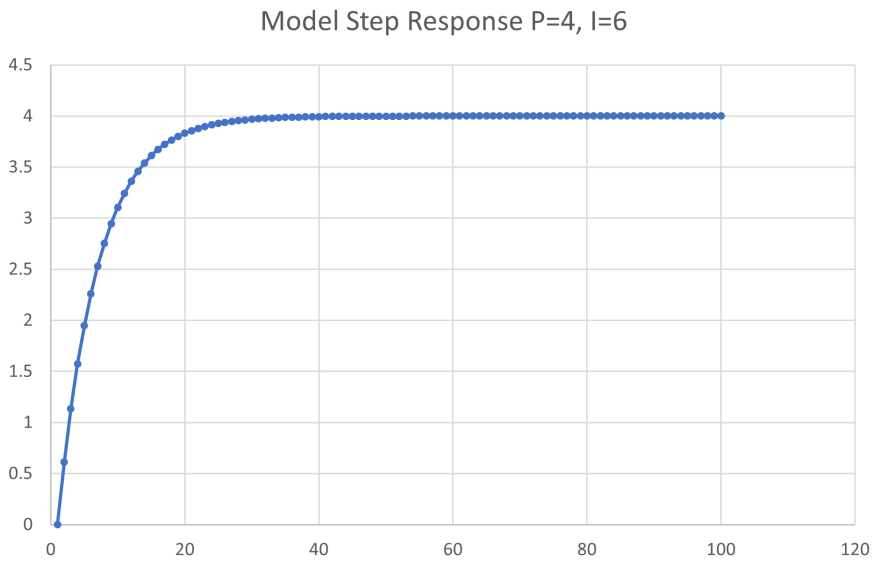

그림 4-1: MPC 모델 Step Response

4.7.1 C02 피드 유량 변동 결과

[그림 4-2]는 MPC 제어 P=4, I=6 일 때의 안정화 움직임을 보여준다. 초기 215,000 kg/h까지 증가한 유량이 약 70분을 지나면서 210,000 kg/h 정도의 C02의 피드 유량을 4시간 동안 일정하게 유지하였다. 다른 케이스들에 비해 가장 빠르게 안정화가 되었으며 이후 큰 변동 없이 운전되는 것으로 보아 MPC 제어기가 잘 작동하였음을 확인할 수 있었다.

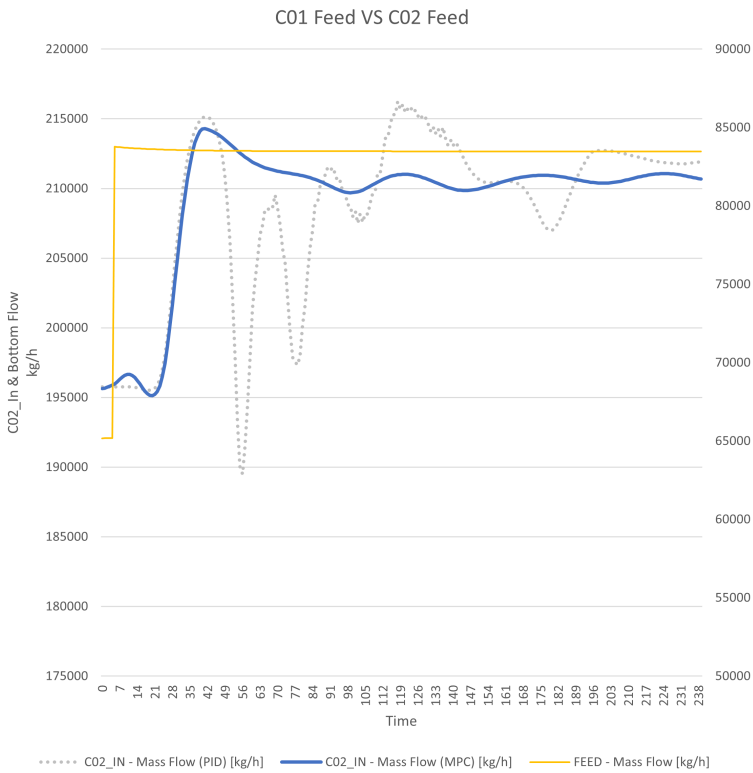

그림 4-2: C02 피드 (C02_IN)유량 변화, MPC 및 PID 제어 P=4, I=6

4.7.2 C02 제품 유량 변동 결과

일정하게 유지된 C02의 피드 유량은 증류탑내 일정한 제품을 생산할 수 있는 바탕이 되었고, 82,800 kg/h 정도의 생산량 증가 상태를 4시간 동안 유지하는 것을 알 수 있었다. 이를 통해 결과적으로 MPC를 사용하여 2개의 증류탑의 변동에 대한 운전 예측이 가능함과 동시에 빠른 생산 안정화 및 운전 편의를 가져올 수 있음을 [그림 4-3]을 통해 확인할 수 있었다.

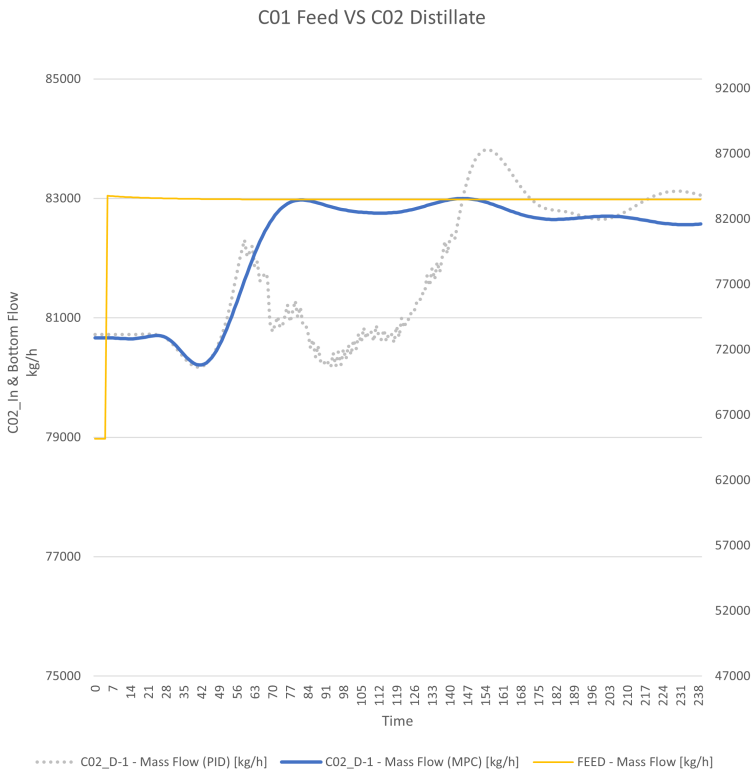

그림 4-3: C02 (C02_D-1) 제품 유량 변화, MPC 및 PID 제어 P=4, I=6

4.7.3 C02 공정수 열원 유량 변동 결과

위 두 그래프에서 보여주었던 빠른 생산 안정화는 [그림 4-4]에서 그 이유를 확인할 수 있었다. 21분부터 제품의 유량 변화가 시작되는데, 이때 28분부터 빠르게 공정수 유량을 증가시켜 필요 이상으로 증류탑에 투입시키는 것을 확인하였고, 이후 피드 유량의 변화량과 맞추어 그 열원을 제어함을 볼 수 있었다. 결과적으로 공정수 흐름의 빠른 대응이 피드 유량의 제어에 있어 중요한 인자임도 확인할 수 있었다.

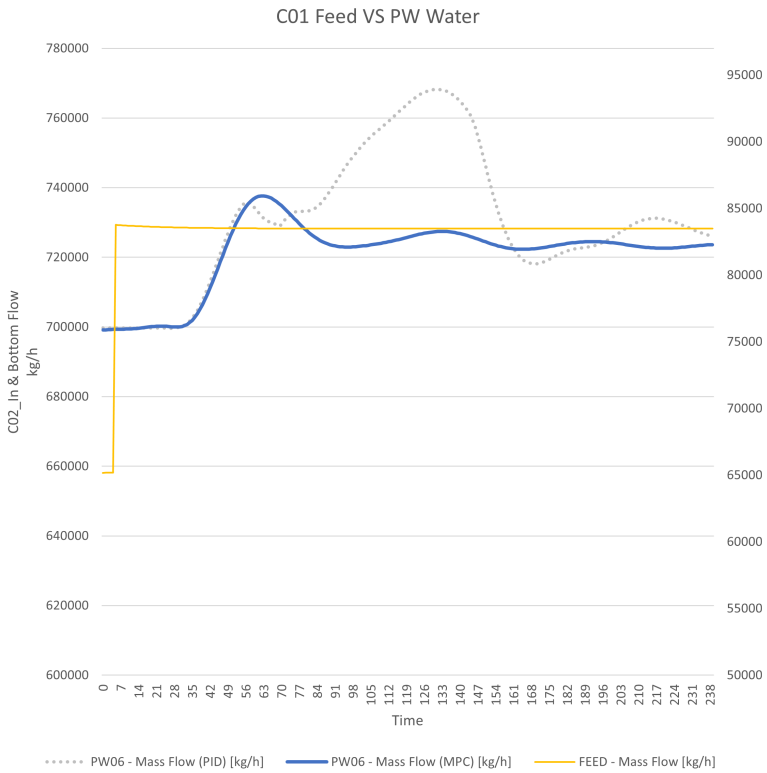

그림 4-4: C02 공정수 (PW06) 열원 유량 변화, MPC 및 PID 제어 P=4, I=6

4.7.4 공정수 열원 유량 최적화 결과

위의 결과에서 알 수 있듯이 열원 유량은 증류탑의 운전 상태와 그 양에 따라서 조절이 됨을 알 수 있는데, 상황에 따라서는 열원의 온도 변화를 통해 그 유량 조절이 가능함을 유추할 수 있었다. 이에 따라 정제 증류탑 (C02) 되끓이개에서 사용하는 열원 온도 차이에 있어 여러가지 온도 차이를 비교한 결과[그림 4-5], 현재 163 도에서 운전중인 C02 되끓이개 공정수 출구 온도를 137 도로 변경하였을 때, 공정수 사용량이 1,430,000 kg/h에서 954,000 kg/h까지 33% 감소함을 확인할 수 있었다.

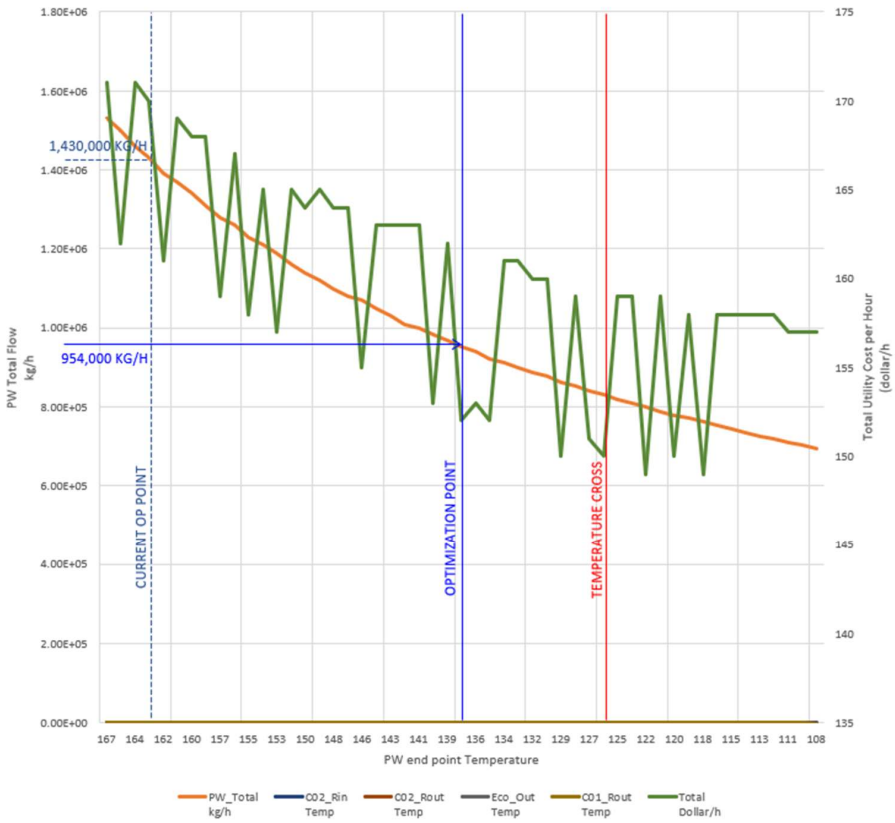

그림 4-5: Process Water 유량 및 Process Water C02 Outlet 온도 비교

제 5 장

결론

제 1 절　결론

위의 결과에서 알 수 있듯이 PID 제어로 공정 안정화를 진행할 경우, 경험적으로 정제 증류탑 피드 유량 안정화 기준으로 약 4시간 정도 시간이 걸린 것에 비해 현재 MPC 제어기를 도입하였을 경우 그 안정화 시간을 70분까지 단축할 수 있었다.

그 이유로는 라이트 엔드 증류탑 (C01)으로부터 유입되는 많은 유량이 MPC 제어기를 통해 미리 예측되어 정제 증류탑 (C02) 열원 유량 증가 속도를 빠르게 조절하면서 정제 증류탑 (C02)의 기 액 평형 상태를 유지한 것이 공정 안정화 시간을 급격하게 줄인 가장 큰 이유임을 확인할 수 있었다. MPC 제어기를 통해 열원의 필요 설정 값을 변경한 것은 흡사 사람이 그 상황을 판단하여 빠르게 대처한 것과 유사함을 알 수 있었다. 이 결과와 분석 내용은 다른 연속 증류 공정에서도 MPC 제어루프를 동일하게 구성하여 사용해 볼 수 있을 것으로 예상한다.

제 2 절　향후 계획

이 프로젝트를 진행하면서 모델 예측 제어 방법은 단순히 운전원의 운전 편의성 증가의 목적을 넘어서, 데이터 분석 영역과 시너지를 통해 데이터 기반의 AI 오퍼레이터가 기존의 오퍼레이터의 일부를 대체할 수 있는 방법으로 발전할 가능성이 있음을 확인할 수 있었다. 이에 운전 복잡성과 노하우가 필요한 설비에 모델 예측 제어 방법을 적용하여 시뮬레이션을 진행해보고자 한다.

또한 이 프로젝트 보고서는 기본적인 증류탑 설계부터 PID 공정 제어 및 동적 모델 기반의 기본적인 모델 예측 제어까지 많은 내용을 포함하고 있다. 이를 바탕으로 공정 모사에 관심있는 사람들이 공정 모사 모델을 만들 때 유용하게 사용될 수 있는 유사 연구 보고서를 계속적으로 작성해 나가고자 한다. 추후 제어 루프가 많은 기계 설비 설계 시 MIMO (Multi-Input Multi-Output)도 적용하여 다 방면에서의 생산 효율과 운전 편의성을 높이고자 한다.

참고 문헌

[1] H. Z. Kister *et al.*, "Distillation design," 2018.

[2] D. E. Seborg, T. F. Edgar, D. A. Mellichamp, and F. J. Doyle III, *Process dynamics and control*. 2016.

[3] 김화랑, 손태홍, and 장현승, "해외 플랜트 공사의 주요 하도급 역량 요인 도출 및 분석," *한국건설관리학회 논문집*, vol. 14, no. 5, p. 85, 2013.

[4] W. L. McCabe, J. Smith, and P. Harriott, "Unit operations of chemical engineering (7th international,"

[5] J. D. Seader, E. J. Henley, and D. K. Roper, *Separation process principles*, vol. 25. wiley New York, 1998.

[6] J. R. Couper, W. R. Penney, J. R. Fair, and S. M. Walas, *Chemical process equipment: selection and design*. Gulf professional publishing, 2005.

[7] S. I. Sandler, *Using Aspen Plus in thermodynamics instruction: a step-by-step guide*. John Wiley & Sons, 2015.

[8] W. C. Edmister, "Absorption and stripping-factor functions for distillation calculation by manual- and digital-computer methods," *AIChE Journal*, vol. 3, no. 2, pp. 165–171, 1957.

[9] 채현엽, *증류탑 최적 설계를 위한 경험 법칙 제시 및 자동화*. PhD thesis, 서울대학교 대학원, 2020.

[10] H. Z. Kister, "Practical distillation technology," 1983.

Abstract

Operation Optimization of Distillation Tower through Process Simulation and Model Predictive Control

SeungWoo Song
Graduate School of Engineering Practice
Seoul National University

If the feed condition of distillation column changes rapidly to an abnormal state due to reasons such as initial operation, the difference in productivity arises from the difference in operator experience and coping ability. To minimize this difference in productivity, a model predictive control method was introduced to the PID-control model to compare productivity and stabilization time.

During methanol production process, methanol distillation process was selected as a reference model for comparison and static distillation process simulation was conducted. By comparing the PID control-based model with the actual operation data, dynamic simulation that operates similarly to the actual operation was performed. When model predictive control was added to the PID dynamic simulation model, the stabilization time were compared

and reviewed with effective process stabilization results. It was also confirmed that the operation cost can be reduced at the same production volume by changing the utility condition consumption through applied MPC control.

Based on this, it is possible to create a model based on model predictive control method by extracting and analyzing operation data from dynamic models in similar or applied processes. It is intended to utilize this method and contents in other projects and fields in the future and use it as practical training material.

Keywords : Distillation Tower, Process Simulation, Model Predictive Control

Student Number : 2021-23480