

모델 예측 제어 기법을 이용한 상압 증류공정의 제어

서정원 · 김경현 · 김석준 · 오 민^{*†} · 이태희

연세대학교 화학공학과

*한밭대학교 화학공학과

(2000년 12월 28일 접수, 2001년 12월 12일 채택)

Control of Atmospheric Distillation Unit Using Model Predictive Control Technique

Jung Won Seo, Kyung Hyun Kim, Suk Joon Kim, Min Oh^{*†} and Tae Hee Lee

Department of Chemical Engineering, Yonsei University, Seoul 120-749, Korea

^{*}Department of Chemical Engineering, Hanbat National University, Daejeon 300-172, Korea

(Received 28 December 2000; accepted 12 December 2001)

요 약

에너지 소비가 큰 원유 증류공정은 운전비용과 직접 관련이 되는 최적 운전조건의 유지를 위한 고급제어전략이 필요하다. 본 연구에서는 기존의 PID 제어를 대체할 새로운 제어 시스템을 도입하는 데에 있어서 타당성 검토와 이를 구현하였을 경우에 예상되는 공정 동특성을 예측하기 위하여, 대표적인 고급제어이며 최근에 널리 쓰이고 있는 모델예측제어 알고리즘을 65,000 BPSD 규모의 상압 증류공정에 적용하여 제어성능을 비례 적분 미분 제어의 제어성능과 비교하였다. 정상상태 및 동적 모사를 통하여 공정의 모델을 구하였다. 원유 증류공정의 생성물인 중질 나프타, 등유, 경질 가스유, 중질 가스유의 유량을 제어변수로 정하여 각 제어변수에 대하여 모델 예측 제어 제어구조의 제어성능을 비례 적분 미분 제어구조의 제어성능과 비교해 본 결과 모델 예측 제어 제어구조의 제어응답이 더욱 안정적이고 설정값과의 잔류편차도 없음을 알 수 있었다. 또한 모델 예측 제어 제어구조는 설정값추적 문제의 경우에도 안정적인 응답을 보였으며, 조율 매개변수의 변화에 따른 응답의 변화가 거의 없음을 알 수 있었다.

Abstract – An atmospheric distillation unit is an energy intensive process, which requires an advanced controller to maintain the optimal operating conditions. To investigate the feasibility for the replacement of conventional controllers, PIDs, with advanced controllers and to estimate the dynamic responses of the process, the simulation of the model predictive control (MPC) structures for the 65,000 BPSD atmospheric distillation unit was attempted. The performances of the MPC were compared with those of proportional-integral-derivative control. The controlled variables were the flow rates of products such as heavy naphtha, kerosene, light gas oil and heavy gas oil. The transfer functions were calculated from the dynamic simulation based the steady-state simulation of the process. In comparison with the conventional controller, we obtained more stable response from the MPC algorithm for the control of the atmospheric distillation unit. It was also shown that the MPC had very small offsets for the both of servo and the regulator problems.

Key words: MPC, CDU, Simulation, DMC

1. 서 론

원유 증류공정은 산업용, 가정용으로 사용되는 각종 연료유를 생산하며, 석유화학공업 등의 여러 하위 공정의 원료를 생산하는 원유 정제공업의 시작점이 되는 공정으로서 그 중요성이 매우 크다고 할 수 있다. 원유증류 공정의 원료는 많은 종류의 탄화수소의 혼합물 상태로 존재하며, 이의 분리를 위해 비등점 차이를 이용하며 따라서 운전 시 에너지의 소모가 매우 크다는 특징을 가지고 있다. 최근에 들어 에너지 및

원료 비용의 절감이라는 경제적인 측면과 환경오염 방지 등과 같은 규제적인 측면에서의 문제들에 대한 해결이 중요한 사항으로 점차 부각되고 있다. 이에 따라 산업계는 물론 학계에서도 이를 적절히 대처할 수 있는 체계적인 방법론의 모색에 많은 노력을 들이고 있으며, 본 고에서 논하고자 하는 모델 예측제어(Model Predictive Control: MPC)의 기법도 경제성을 고려한 최적 운전의 수행을 위한 하나의 방법론이라 할 수 있겠다. 원유 증류공정은 그 성격상 일반적으로 그 규모가 매우 크며, 에너지 소비 역시 막대한 공정으로, 최적의 운전 상태로 유지하는 것은 운전비용의 절감과 직결된다.

기원전 250년 경에 그리이스 사람들이 수위를 제어하기 위하여 처음 사용한 자동 제어 장치는 1930년대에 이르러서 비례, 적분 그리고 미분

[†]To whom correspondence should be addressed.
E-mail: minoh@hanbat.ac.kr

등의 되먹임 제어기로 상업화 되었으며, 1940년대에는 공압식 비례 적분 미분(PID) 제어가 공업적으로 널리 퍼졌고, 전기적인 PID 제어기는 1950년대에 등장하였다[1]. 공정 산업에의 전산 제어 적용은 50년대 후반에서 60년대 초반에 최초로 이루어졌다. 최근 전산 기술의 발달은 공정제어의 진보된 제어와 최적 제어를 가능하게 하였다. 에너지 위기, 치열한 국제 경쟁 그리고 환경 규제 등은 새로운 공정 제어의 진형을 요구하게 되었고, MPC는 이러한 요구에 대한 해결방안으로 출현하게 되었다. MPC란 명칭은 계산되는 제어법칙의 방식으로 인하여 붙여졌는데, 일반적으로 조작변수와 제어변수 사이의 공정모델을 이용하여 다양한 제어목적족을 만족시키는 최적의 제어출력을 계산하는 제어 알고리즘을 말한다.

MPC는 에너지 위기 극복, 국제 경쟁력 강화, 현저한 컴퓨터 기술 발전 등의 사상이 원동력이 되어 80년대 초부터 개발 및 적용이 활발하게 이루어졌다. 이미 50-60년대에 최적 공정제어에 대한 많은 이론이 나왔으나 컴퓨터 하드웨어의 미흡으로 현장에 적용되지 못하였으나, 60년대 말 Kalman[2]이 계산량을 최소화한 수치적 해법을 제시하고 70-80년대 초 Cutler와 Ramaker[3]가 그 이론을 응용하여 만든 DMC(dynamic matrix control)를 실제 공정에 성공적으로 적용하여 MPC 기술을 구현하였다. PID 제어기는 그 안정적인 제어 특성으로 화학공정에 있어 수십 년 동안 지배적인 제어전략으로 자리를 굳혀왔으며 앞으로도 모든 제어루프의 상당부분을 차지할 것으로 보이나 공정 모델을 기반으로 하지 않아 정확한 제어가 어렵다는 단점을 가지고 있다. 이에 반하여 MPC 알고리즘은 대량공정의 여러 물리/화학적 법칙과 실 운전 자료에 기초한 수학적 모델을 기반으로 함으로써, 엔지니어의 대량공정에 대한 이해를 높임은 물론 PID 알고리즘보다 정확하고 안정된 제어 응답을 얻을 수 있다. 특히 다중변수 제어계에서는 발생된 에러를 기준으로 하여 제어전략을 수립하는 PID 접근 방식으로 각 변수간의 상호작용을 정확히 이해하기가 어려우며 따라서 만족할 만한 성능을 얻는 데에 한계를 보이고 있다. 또한 시간지연이 크거나 역응답을 보이는 단일변수 제어계에서도 모델을 기반으로 한 접근방식이 PID 제어에 비해 월등한 성능을 나타내고 있다.

PID 제어방식에 대한 MPC계의 최대 장점 중의 하나는 최적 운전조건을 찾기위한 제약조건의 부가와 목적함수의 도입 방식이다. 이는 경제적으로 최적인 운전조건은 제약조건의 근처에서 이루어진다는 점[4]을 감안한다면 이 장점이 더욱 정당화 될 수 있다. 이와 같이 경제적인 면을 고려할 수 있다는 이유로 MPC 알고리즘은 산업계에서 먼저 이용이 활발하게 이루어졌으며, 여러 고급제어 알고리즘 중에서 큰 비중을 차지하게 되었다. DMC는 현재 화학공정에서 사용되는 가장 널리 알려진 MPC 알고리즘으로 산업계의 표준이다[5]. DMC의 가장 큰 매력은 직관적인 유한 계단 응답 모델, 유한 제어 구간에 대한 2차 성능 함수, 최소 제곱 문제에 대한 해에 의한 최적 조절 입력변수의 이동에 기인한다.

본 연구에서는 현재 PID 제어를 사용하여 상압 가동 중인 65,000 BPSD 규모의 상압 증류공정을 대상으로 다중 입출력 MPC 제어 시스템을 구성하여 모사를 하였다. 에너지 소모가 큰 본 공정에 있어 경제적인 운전을 위하여 PID 제어를 대체할 만한 새로운 제어 전략이 필요하였다. 증류공정의 동특성은 시간지연에 의하여 주로 지배되므로 일반적인 PID 제어기로는 만족스러운 제어성능을 얻지 못하며, 어떤 형태로든 시간지연 보상기가 설계되어야 할 것이다. 따라서 최근 다양한 공정에 적용[6-8]하여 좋은 결과를 얻고 있는 MPC 알고리즘을 본 공정에 적용하여 제어 응답을 모사하였고 기존 제어기인 PID 제어기의 제어성능과 비교하였다. MPC 제어기의 도입에 있어서 가장 어렵고 시간이 많이 걸리는 문제는 공정을 규명하는 것으로서, 이를 위하여는 몇 주에 걸쳐 실제 공정에 변화를 주어 이에 대한 응답을 측정하게 된다[9]. 또한 증류공정의 경우 문헌들[7, 10]은 MPC를 도입해서 그에 대한 제어 성능을 평가하는 데에 편중되어 있다. 따라서 본 연구에서는 실제의 상압 증류공정에 기존의 PID 제어를 대체할 새로운 MPC 제어 시스템

을 도입하는 데에 있어서 타당성 검토와 MPC를 구현하였을 경우에 예상되는 공정 동특성을 검토하는 데에 중점을 두었다. MPC를 도입하기 전에 공정의 동특성 및 제어 특성을 모사함으로써 기존에 시행착오적으로 하였던 공정 동특성 규명 시간을 줄일 수 있었고 또한 보다 향상된 제어계의 제시가 가능하였다.

2. MPC 알고리즘

MPC란 다중 변수들(조작변수, 제어변수, 외란변수) 사이의 관계를 수학적 모델로 구성하여 제약조건의 첨가가 가능하고, 안정적이며, 경제적으로 최적인 운전조건을 유지할 수 있도록 제어하는 알고리즘이다. MPC의 주요 특징을 크게 네 가지로 분류할 수 있다. 첫째, 모델을 기반으로 하고 있어서 보다 정확한 공정 상태에 대한 예측이 가능하다. 둘째, 실 공정 운전 시 필수적으로 야기되는 장치 및 운전의 제한조건을 수학적 형태의 제한조건으로 환원시키고 제어전략에 직접적으로 반영시킬 수 있기 때문에 실제적으로 운전가능하며 안정된 공정조건에서 제어를 수행할 수 있다. 셋째, 실시간 수학적 프로그래밍 기법을 사용하기 때문에 공정조건 변화에 신속히 대응할 수 있으며, 마지막으로, 되먹임 갱신을 통하여 반복적으로 열린 루프의 최적 제어를 얻을 수 있다. 또한 MPC는 공정제어를 하기 어려운 공정, 즉, 시간 지연 및 역응답이 있는 공정, 상호작용이 있는 공정, 안전 등의 이유로 제약조건이 있는 공정, 반복적인 최적화가 요구되는 공정 등에 잘 적용이 되므로 최근에 들어 많은 공정에 MPC가 적용되고 있는 실정이다. MPC 알고리즘의 계산 단계를 요약하면 다음과 같다.

Step 1: Initialization

현재 시간 $k=1$ 에서 기억소자 벡터 \hat{Y} 를 초기화 하고 제어변수 목표치 벡터 $R(1|0)$ 을 초기화한다.

Step 2: Memory update

미래 출력 값의 예측을 위하여 일정량의 과거 입력값이 저장되며, 식 (1)에 나타난 방법에 의해 매 시간 반복하여 갱신된다.

$$\hat{Y}(k-1) \rightarrow M\hat{Y}(k-1) + S^u \Delta u(k-1) + S^d \Delta d(k-1) \rightarrow \hat{Y}(k) \quad (1)$$

Step 3: Reference vector update

기준 값을 갱신하고 새로운 기준 값을 받는다.

Step 4: Measurement intake

$y(k)$ 와 $\Delta d(k)$ 를 측정한다.

Step 5: Solve QP(quadratic problem)

이미 계산된 값들을 가지고 QP subroutine을 이용하여 동적 최적화 문제의 해를 구한다. 다음의 최소화 문제를 만족하도록 조작변수를 선택한다.

$$\min_{\Delta u(j|k)} \left[V(k) = \sum_{i=1}^p (r(k+i|k) - y(k+i|k))^T Q (r(k+i|k) - y(k+i|k)) + \sum_{i=0}^{m-1} \Delta u^T(k+i|k) R \Delta u(k+i|k) \right] \quad (2)$$

한편 입력값 $u(k+i|k)$, 입력값의 변화량 $\Delta u(k+i|k)$, 출력값 $y(k+i|k)$ 등에 대하여 제약조건을 부가할 수 있다. 이들 제약조건을 만족한 상태에서 목적함수의 최적화가 이루어지는 것이다. 이러한 제약조건을 부가할

수 있다는 것이 MPC 알고리즘의 장점이다.

Step 6: Implementation of input

계산된 조작변수 벡터의 첫번째값 $\Delta u(k|k)$ 을 공정에 적용한다.

$$u(k) = u(k-1) + \Delta u(k|k) \quad (3)$$

Step 7: Go back to step 2

시간이 진행함에 따라 $k=k+1$ 이라고 설정한 후 2단계로 돌아간다.

MPC 제어기의 조율은 제어구간과 예측구간을 선택하는 문제이다. 닫힌 루프 응답을 좋게 하고 문제마다 고른 조율 효과를 얻기 위하여, 매우 크거나 무한대에 가까운 예측구간을 사용한다. 제어구간 m 을 컴퓨터의 한계 내에서 가능한 최대값을 선택한 후 다음 식에 의하여 예측구간 p 를 정한다.

$$p = m + n \quad (4)$$

여기서 n 은 계단입력에 대한 출력값이 일정하게 되었을 때의 시간 단계의 수이다. 이때 다음과 같은 제약조건을 부과한다.

$$y(k+p|k) = 0 \quad (5)$$

닫힌 루프계의 안정성은 예측구간의 선택에 따라 좌우된다. 제어구간의 선택은 안정성에 크게 영향을 끼치지 않는 못한다. 제어구간이 길면 보다 나은 성능을 얻을 수 있지만 계산 부하가 커지게 된다.

3. 모사 방법

3-1. 공정설명

본 연구에서 사용한 공정은 65,000 BPSD의 상압 증류공정으로 국내 엔지니어링 회사가 설계하여 현재 동남아에서 운전하고 있는 공정이다. 상압 증류탑은 네 개의 pumparound와 네 개의 측류 탈거장치로 구성되며, 원유를 상압 하에서 연속적으로 증류함으로써 경질 나프타(LN), 중질 나프타(HN), 등유(kerosene), 경질 가스유(LGO), 중질 가스유(HGO), 잔류물 등을 생산한다. 본 공정에는 탑저의 온도가 약 316-360°C일 경우 열분해가 일어나기 때문에 재비기를 설치하지 않고, 원유를 열 교환기망과 가열기 등을 통하여 충분한 온도까지 가열한 후 탑내로 도입한다. 이때 증류를 위하여 필요한 총 열량은 도입전의 가열기를 통하여 얻게 되며, 상대적으로 적은 양이기는 하나, 탈거를 위한 수증기 등을 통하여 공급되기도 한다[11, 12]. 또한 증류공정에 있어서 홀래쉬 영역 위의 분리단에서의 내부적 환류를 위하여 과잉 홀래쉬가 필요하게 되는데 일반적으로 이 양은 도입 원유의 약 3-5 부피 분율을 나타내게 된다[13].

원유 증류공정에서의 증류 생산물들은 Fig. 1에서 보이는 바와 같이 측류 탈거장치를 통하여 최종 생성물로 분리되며, 이때 필요에 따라 재비기나 탈거 수증기를 통하여 필요한 열량이 공급된다. 측류 탈거장치로 들어가는 양의 일부는 효율적인 열회수를 위하여 원유와 열교환을 한 후, 다시 증류탑으로 보내지는데 이를 pumparound라 한다. 이때 pump-around가 이루어지는 2-3개의 단은 분리 관점에서는 분리하지만 증류탑의 크기 및 내부 흐름, 그리고 열회수의 관점에서는 유리하다[14-16].

Fig. 1은 본 연구의 대상 공정에 대한 공정도를 나타내었다. 응축기를 합한 총 단수가 35단인 증류탑에 중질 나프타 탈거장치 4단, 등유 탈거장치 2단, 경질 가스유 탈거장치 2단, 중질 가스유 탈거장치 2단 등 4개의 측류 탈거장치와 4개의 pumparound가 연결되어 있다. 단수의 번호는 위에서부터 아래의 방향으로 증가하며, 이때 원료단은 33단, 스팀 주입단은 35단이다. 중질 나프타 탈거장치에만 재비기가 설치되어 있으며 나머지 측류의 경우 스팀을 사용하여 탈거한다. 본 연구에 있어 고려한 원료는 아라비아 경질유로서 API 비중은 33.1이며 상세한 공정의 운전 조건은 Table 1에 나타내었다.

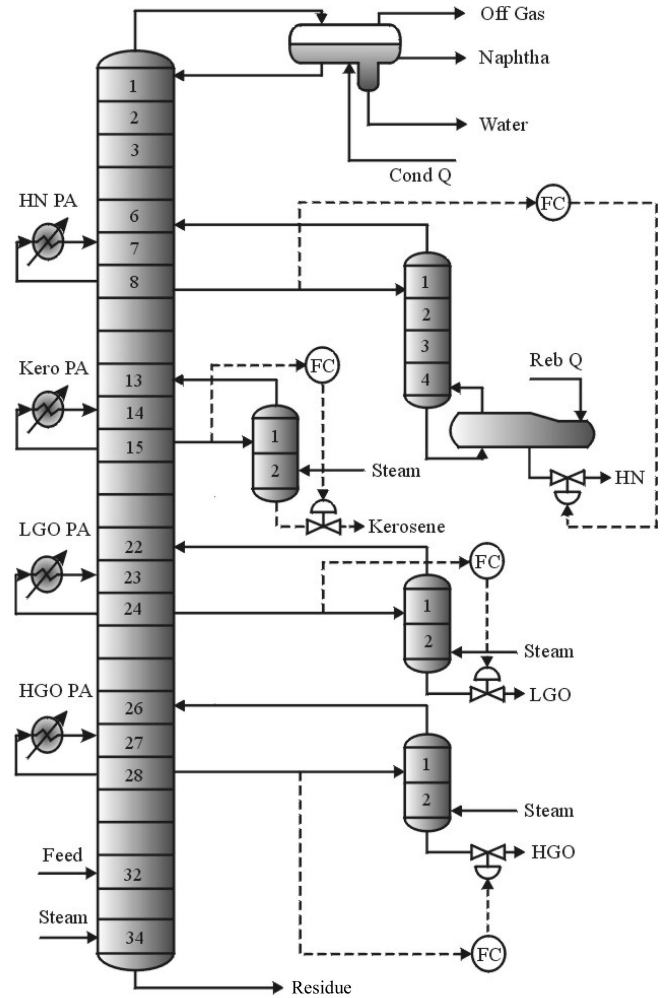


Fig. 1. Process flow diagram of atmospheric distillation unit.

Table 1. Operating conditions

Feed		
Temperature	[°C]	348
Pressure	[kg/cm ²]	2.5
Condenser		
Temperature	[°C]	38
Pressure	[kg/cm ²]	0.6
Reboiler		
Temperature	[°C]	156
Pressure	[kg/cm ²]	1.2
Flow rate	[kmol/h]	238.7
Product		
HN	[kmol/h]	399.8
Kerosene	[kmol/h]	204.1
LGO	[kmol/h]	247.9
HGO	[kmol/h]	86.0

증류탑은 원유의 분리를 위하여 각각 독립적으로 작용하는 일련의 단이 수직으로 연결되어 있다고 고려할 수 있다. 증류탑 내의 운전 조건을 안정적으로 유지하기 위해 필수적으로 고려하여야 할 기본적인 인자로는 각 생성물의 종말점(end point)과 조성의 분리를 들 수 있다. 종말점은 생성물의 흐름을 제어함으로써 조절되고, 조성의 분리는 환류를 제어함으로써 조절된다. 분리의 정도는 생성물 부피에 대한 끓는점의 곡선인 참 끓는점(true boiling point) 곡선으로 탑내 온도의 범위를 제

한함으로써 정할 수 있다. 화학공정 시스템 운전의 궁극적인 목적은 공정을 가능한 한 안정적이며 경제적으로 최적의 상태에 근접시키는 것인데 이를 위하여 공정 변수에 대한 제어가 필요하다.

증류탑의 제어에 있어 가장 먼저 고려되어야 할 것은 증류탑이 물질 수지를 유지하도록 제어되어야 하며 따라서 본 연구에서는 물질수지의 정확한 제어에 그 초점을 맞추었다. 즉, 증류탑이 물질수지를 유지하도록 생성물 유량의 합이 평균과 원료 유량의 평균이 정확히 일치하도록 동작하여야 하며 이로 인한 공정 흐름의 제어 결과는 증류탑이나 이로부터 공급되는 하위 공정이 동요하지 않도록 부드럽고 점진적이어야 한다. 이에 더하여 보유량과 상부 및 하부의 저장량이 최대와 최소 한계 사이를 유지하도록 하는 것이 중요하다. 이를 위한 제어변수로 증질 나프타, 등유, 경질 가스유 및 증질 가스유 등 4개의 생성물 유량으로 정하였고 조작변수는 제어변수에 크고 신속한 영향을 주는 각 측류 탈거 장치의 원료인 증질 나프타, 등유, 경질 가스유 및 증질 가스유의 측류 배출(HN_draw, Kerosene_draw, LGO_draw, HGO_draw)의 유량으로 정하여 4×4의 다중 루프(MIMO) 제어계를 구성하였다.

3.2. 공정모사

본 연구의 계산 과정은 크게 두 단계로 이루어졌다. 우선 공정에 대한 정상상태 및 동적 모사 단계를 거친 후, 이로부터 얻은 공정의 모델을 이용하여 제어 시스템을 구성하고 이에 대한 모사를 행하였다. 공정에 대한 모사는 상용 전산 모사기인 HYSYS[17]를 이용하여 일차로 정상상태 모사를 수행한 후 이를 바탕으로 동적 모사를 수행하였다. 동적 모사 과정에서 얻은 외란 및 설정값 변화에 따른 공정의 동적 응답을 MPC 알고리즘에 필요한 공정 모델로 이용하였다. MPC에 대한 모사는 MATLAB[18]을 이용하였다. MPC제어구조에 있어, 제어변수와 조작변수는 앞 절에 서술된 바와 같으며 이에 대한 다중 입출력 제어계의 구조는 Fig. 1에 나타내었다. 외란은 여러 변수 중에서 제어변수에 가장 영향을 많이 끼치는 원료의 유량과 등유, 경질 가스유 및 증질 가스유의 pumparound 열량 등 4개를 설정하였다

동적 모사를 위하여 용기의 보유량, 탭 크기, 제어기 위치 등의 인자들을 고려하여 공정 모델을 구성하였으며, 미분 방정식으로 표현되는 이들 모델을 가변 단계 크기 Euler 방법을 사용하여 풀었다. 다중 입출력 제어계의 경우 변수 상호작용에 대한 해석은 매우 중요하며, 따라서 여러가지 경우에 대하여 공정의 응답과 각 변수들 사이의 상호작용을 측정하였다. 성분들에 대한 열역학적 특성을 계산하기 위하여 Grayson-Streed 모델[19]을 이용하였다. 증류탑의 동적 거동 계산은 매 시간 단계마다 혼합물의 기포점 계산에 기반을 두고 있다[17]. 이때 몇 가지 가정을 하게 되는데, 우선 각 단계에서의 기상 보유량은 무시하며, 기상과 액상은 열적 평형에 있다고 가정한다. 또한 액상은 완전히 혼합되며 비압축성이라고 가정하며, 각 단의 압력은 응축기의 압력과 정해진 압력 분포에 의하여 정해진다고 가정한다. 각 단의 압력과 액상의 물질로부터 기포점 계산에 의하여 각 단의 온도와 평형상태의 기상 조성을 계산하고 액상의 온도와 엔탈피를 계산한다. 또한 Francis Weir 식으로부터 단을 떠나는 액상의 흐름을 계산하고 이와 같은 과정을 그 다음 단계로 계속하여 반복한다. 기상의 흐름은 맨 하단부터 시작하여 엔탈피 수지에 의하여 계산한다. 본 연구의 목적 중의 하나는 MPC 제어기법을 이용한 제어 시스템과 기존 PID 제어계에 대한 성능 비교이므로, 공정의 동적 모사단계에서 PID 제어 시스템을 구성하고 이에 대한 응답도 계산하여 MPC의 응답 특성과 비교하였다. PID 제어기의 조율을 위하여 ATV(auto tune variation) 법[17]을 사용하였다.

4. 결과 및 고찰

공정의 특성을 규명하기 위하여 조작변수와 외란변수에 계단변화를

Table 2. Transfer functions between manipulated and controlled variables

	$F_{HN\ draw}$	$F_{kero\ draw}$	$F_{LGO\ draw}$	$F_{HGO\ draw}$
F_{HN}	$\frac{-12.825}{0.8s+1}$	$\frac{-13.123}{0.8s+1}$	$\frac{-13.052}{0.8s+1}$	$\frac{-13.038}{0.8s+1}$
F_{kero}	$\frac{-0.1046}{0.4s+1}$	$\frac{0.034e^{-2.5s}}{0.8s+1}$	$\frac{-0.0051e^{-80s}}{0.8s+1}$	$\frac{0.0528e^{-2.8s}}{0.8s+1}$
F_{LGO}	$\frac{-0.017}{0.1s+1}$	$\frac{-0.1291}{0.9s+1}$	$\frac{0.4081}{0.5s+1}$	$\frac{-0.022}{0.1s+1}$
F_{HGO}	$\frac{-0.024}{0.2s+1}$	$\frac{-0.1014}{s+1}$	$\frac{-0.2246}{1.2s+1}$	$\frac{-0.0104e^{-82s}}{119s+1}$

Table 3. Transfer functions between disturbances and controlled variables

	F_{Feed}	$F_{HGO\ PA}$	$F_{LGO\ PA}$	$F_{kero\ PA}$
F_{HN}	$\frac{-9.423}{0.7s+1}$	$\frac{-1.057}{0.1s+1}$	$\frac{-16.415}{0.5s+1}$	$\frac{-15.063}{0.9s+1}$
F_{kero}	$\frac{-0.0551e^{6.5s}}{0.4s+1}$	$\frac{0.8547e^{-5.5s}}{24s+1}$	$\frac{-6.5505e^{-5.5s}}{0.8s+1}$	$\frac{2.109}{1.7s+1}$
F_{LGO}	$\frac{-0.0323}{0.5s+1}$	$\frac{0.3762e^{-4.5s}}{6.3s+1}$	$\frac{10.0648}{3.2s+1}$	$\frac{0.516e^{-2.5s}}{3.5s+1}$
F_{HGO}	$\frac{-0.0514}{0.8s+1}$	$\frac{0.8214}{5.2s+1}$	$\frac{6.5394}{4.6s+1}$	$\frac{0.3485e^{-2.5s}}{5.2s+1}$

주어 각 제어변수의 응답을 구하였다. 이때, 각 변수들 사이의 관계를 시간지연이 있는 일차 함수로 근사화하였다. Table 2에 조작변수와 제어변수 사이의 관계를 나타내었고, 외란변수와 제어변수간의 관계를 Table 3에 보았다.

Fig. 2에서는 4개의 외란 변수에 임의의 계단 변화를 주었을 경우 MPC 알고리즘을 적용한 응답(조절 문제: regulator problem)을 나타내었다. 이때 제어 구간과 예측 구간은 각각 20과 30이며, 본 연구에서 이를 기본값으로 설정하였고 뒤에 다른 값들과 비교한 결과를 나타내었다. 외란은 원료의 유량과 등유, 경질 가스유 및 증질 가스유의 pumparound 유량이었다. 원료 유량 및 탭 중간의 배출 흐름이 증가하였으므로 등유, 경질 가스유 및 증질 가스유의 유량은 증가하는 경향을 보였다. 증질 나프타 유량의 경우 처음에 약간 감소하다가 곧 증가하는 응답을 보였다. 이는 증질 나프타의 경우 재비기가 있어 이의 에너지 수지로 인하여 이와 같은 역응답을 보인 것으로 생각된다. 각 제어변수는 약 120분 후에 정상상태에 도달하였다. 4개의 제어변수 모두 설정값과의 잔류편차(offset)를 보이지 않았다.

Fig. 3은 각 제어기의 설정값이 동시에 계단변화를 한 후 다시 초기 설정값으로 돌아올 경우의 응답(설정값 추적 문제: servo problem)을 나타낸 것이다. 증질 나프타, 등유, 경질 가스유 및 증질 가스유의 유량 등 제어변수에 대한 설정값의 변화량을 단위변화로 환산하여 표시하였다. 제어변수는 설정값이 변하는 초기와 말기 부분에서 약간의 차이를 보였지만 제어응답이 빨리 안정되며 잔류편차가 발생하지 않았다. 또한 앞의 조절 문제의 경우에는 정상상태 도달시간이 오래 걸렸다. 이는 상태 예측기를 DMC를 사용하였기 때문인데, 다른 제안된 예측기를 이용한다면 조절 문제의 정상상태 도달시간을 줄일 수 있다[18].

각 MPC 제어기의 조율 매개변수 즉, 제어구간과 예측구간의 영향을 고찰하기 위하여 세 개의 서로 다른 경우에 대하여 응답을 비교하였다. 보통 예측구간을 제어구간보다 크게 설정하는데[18], 예측구간을 3, 10, 30 등의 세 가지 경우로 설정하였고, 각 경우에 대하여 제어구간은 2, 5, 20으로 설정하였다. 앞의 결과들은 제어구간과 예측구간을 각각 20과 30으로 설정한 경우이었으며, 제어구간과 예측구간을 각각 5와 10 그리고 2와 3으로 하는 경우 등을 서로 비교하였다. 또한 기존의 PID 제어기에 대한 응답과도 비교하였다.

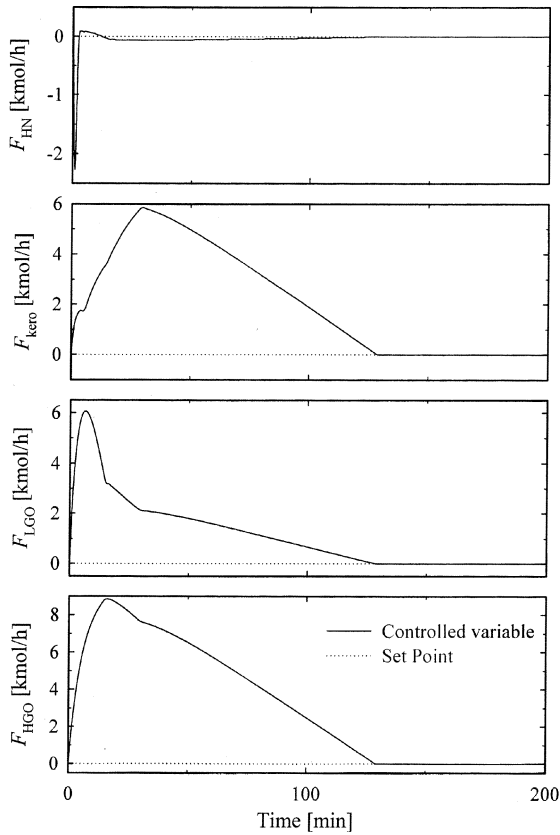


Fig. 2. Responses of MPC in regulator problems.

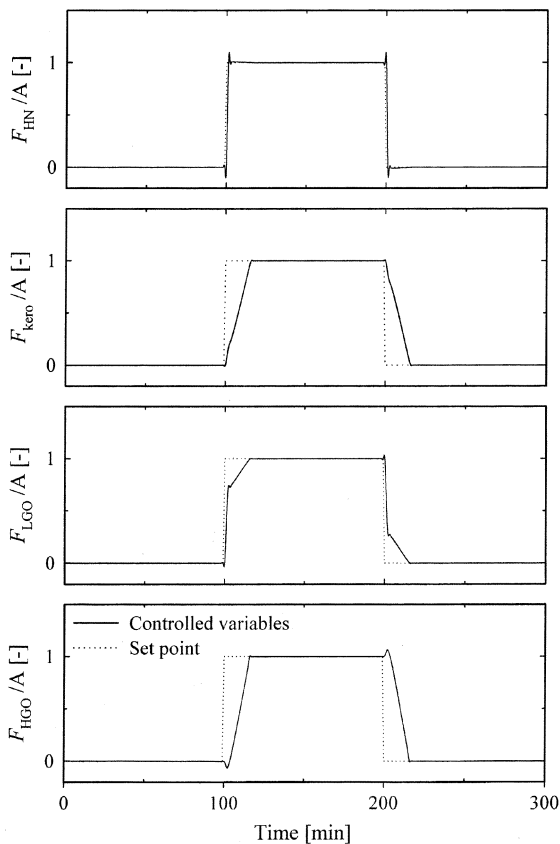


Fig. 3. Responses of MPC in servo problems.

PID 제어기의 조율 매개변수는 ATV법으로 계산하였는데, 미분 제어기의 조율 매개변수는 상대적으로 매우 작게(0.001이하) 계산되어 그 영향을 무시할 수 있었다. 따라서 본 연구의 제어구조의 경우 PI 제어기의 설치로도 그 제어목적에 충분히 달성할 수 있음을 알 수 있었다. 비례 및 적분 제어기의 조율 매개변수들을 Table 4에 나타내었다.

각 제어변수의 응답을 Fig. 4에서 Fig. 7에 보였다. Fig. 4는 중질 나프타의 유량 변화를 보인 것이다. MPC의 조율 매개변수에 따른 차이는 미소하지만, 확대한 부분을 보면 제어구간 2, 예측구간 3일 경우가 응답 특성과 계산 시간을 고려할 때 가장 나은 성능을 나타내었다. Fig. 5

Table 4. Parameters of PID controllers

Controller	K_C	τ_I
Flow rate of HN	0.109	44.0
Flow rate of kerosene	0.125	44.0
Flow rate of LGO	0.109	44.0
Flow rate of HGO	0.131	41.8

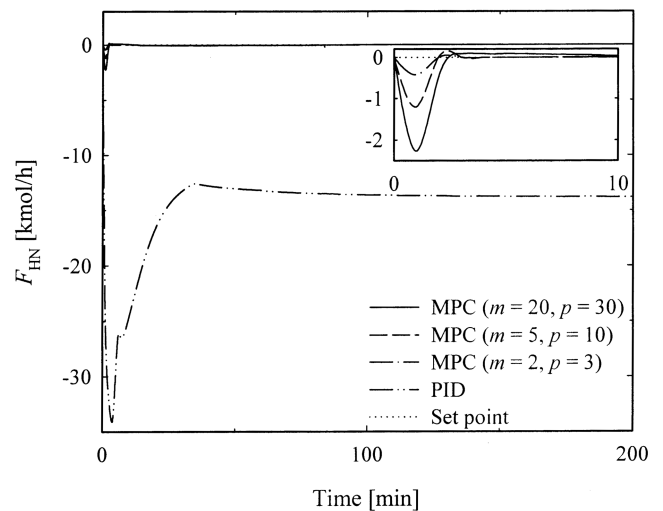


Fig. 4. Responses of HN flow for various tuning parameters of MPC in comparison with PID controller.

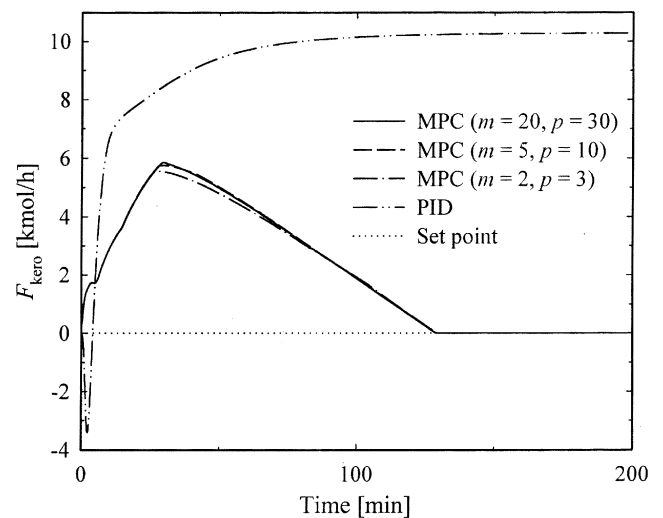


Fig. 5. Responses of kerosene flow for various tuning parameters of MPC in comparison with PID controller.

5. 결 론

상압 증류공정을 대상으로 MPC 제어 시스템을 구성하여 그 응답 특성을 조사하고 PID 제어기를 이용한 제어 응답과 비교하였다. 공정의 모델은 실제 공정자료를 바탕으로 한 동적모사를 통하여 구하였다. 외란으로서 공급물의 유량과 pumparound의 열량을 동시에 변화시킨 상태에서 증류탑의 질량제어를 위한 다중 MPC 제어루프는 매우 좋은 성능을 나타내었다. 외란을 가한 상태에서 각 제어변수에 대한 MPC 제어루프의 응답은 잔류편차가 존재하는 PID 제어루프의 응답에 비하여 잔류편차가 거의 없음을 알 수 있었다. 설정값 추적 문제의 경우 제어변수는 설정값이 변하는 초기와 말기 부분에서 약간의 차이를 보였지만 제어응답이 빨리 안정되며 잔류편차가 발생하지 않았다. MPC 제어시스템은 조율 매개변수의 값이 커질수록 계산시간은 증가하나 제어성능에는 거의 차이가 없는 특성을 보였다. 따라서 상대적으로 PID 제어기보다 조율하기가 쉬웠다. 본 연구는 기존 공정에 MPC 제어 시스템을 도입할 경우 공정의 동특성과 제어 응답을 위한 기본 자료로 이용 가능하며 앞으로 MPC의 적용 범위가 넓어짐에 따라 이와 유사한 연구가 많이 이루어져야 할 것으로 사료된다.

감 사

본 연구의 수행을 위하여 연구비를 지원하여 주신 STEPI와 LG Engineering사에 감사드립니다.

사용기호

A	: magnitude of step function
d	: disturbance
i, j, k, l	: index of time step
M	: shift operator
m	: control horizon
n	: number of time steps
p	: prediction horizon
Q	: weighting matrix
R	: weighting matrix
r	: reference trajectory
S^d	: dynamic matrix about disturbance
S^u	: dynamic matrix about manipulated variable
u	: manipulated variable
V	: objective function in quadratic program
Y	: predicted variable
y	: output variable

참고문헌

- Seborg, D. E., Edgar, T. F. and Mellichamp, D. A.: "Process Dynamics and Control," John Wiley & Sons, Inc., New York(1989).
- Kalman, R. E.: *Trans. ASME, J. Basic Engineering*, **82**, 35(1960).
- Cutler, C. R. and Ramaker, B. L.: AIChE National Meeting, Houston (1979).
- Garcia, C. E., Prett, D. M. and Morari, M.: *Automatica*, **25**(3), 335(1989).
- Shridhar, R. and Cooper, D. J.: *Ind. Eng. Chem. Res.*, **36**, 729(1997).
- Kim, J. Y., Lee, H. J. and Joe, J. H.: *Chemical Industry and Technology*, **16**(3), 245(1998).
- Muske, K., Young, J., Grosdidier, P. and Tani, S.: *Computers Chem.*

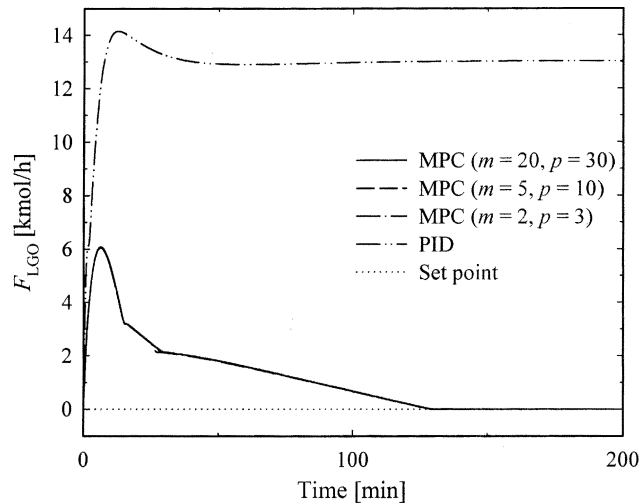


Fig. 6. Responses of LGO flow for various tuning parameters of MPC in comparison with PID controller.

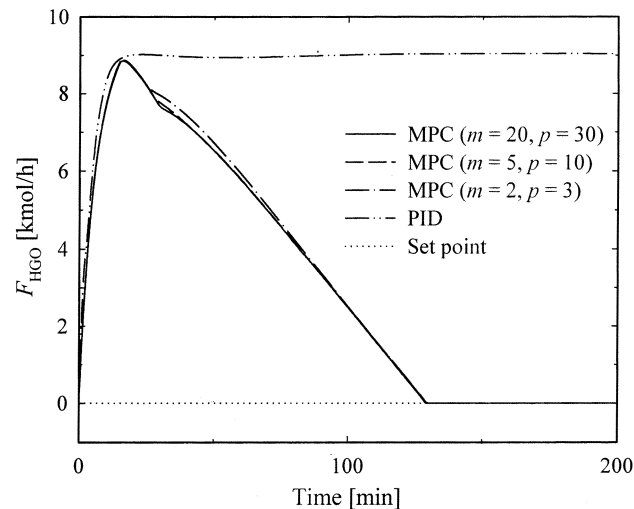


Fig. 7. Responses of HGO flow for various tuning parameters of MPC in comparison with PID controller.

는 증류의 유량 변화인데 앞의 경우와 비슷한 경향을 나타내었다. 경질 가스유에 대한 유량 변화는 Fig. 6에 나타내었다. 역시 MPC의 조율 매개변수에 따른 변화가 거의 없었다. Fig. 7은 증질 가스유 유량의 응답이다. PID 제어기의 경우 잔류편차가 존재하였으나 MPC의 경우 거의 없었다. 상압 증류공정에 대한 MPC 제어 알고리즘은 기존의 PID 제어기에 비하여 보다 향상되고 안정된 제어 응답을 제공하였다. MPC의 조율 매개변수 즉, 제어구간과 예측구간의 변화에 대한 매개변수의 응답은 큰 변화를 보이지 않음을 알 수 있었다. 이는 MPC의 조율이 PID의 조율보다 상대적으로 간단함을 의미한다. PID의 조율은, 특히 본 연구에서와 같이 다중 입력력제에 대한 경우, 상당히 복잡하며 그 값도 부정확하다. 따라서 본 연구의 대상 공정에 대하여는 MPC 제어 시스템의 도입이 제어 성능면에서 유리할 뿐 아니라 조율 문제도 간단하게 해결할 수 있음을 알 수 있었다. 계산 시간은 구간이 커질수록 상당히 증가하였다. 따라서 3가지 경우의 조율 매개변수 쌍 중에서 제어구간을 2, 예측구간을 3으로 택하는 경우가 계산 시간과 제어성능을 고려할 때 가장 효율적이었다.

- Engng.*, **15**(9), 629(1991).
8. Kiss, P. and Szeifert, F.: *Chem. Eng. Technol.*, **21**(6), 515(1998).
9. Zhu, Y., Wijck, M., Janssen, E., Graaf, T., Aalst, K. and Kieviet, L.: Proceedings of the American Control Conference, Albuquerque, New Mexico, June, 3395(1997).
10. Hovd, M., Michaelsen, R. and Montin T.: *Computers chem. Engng.*, **21**(Suppl.), S893(1997).
11. Huang, F. and Elshout, R.: *CEP*, **July**, 68(1976).
12. Planchet, R. J. and Waldsmith, R. W.: *Oil & Gas Journal*, Dec., **3**, 59(1979).
13. Bagajewicz, M. J.: AIChE Spring Meeting, March, Houston(1997).
14. Peters, W. A.: "Distillation in the Refining of Petroleum," Oxford Univ. Press, New York(1938).
15. Watkins, R. N.: *Hydrocarbon Processing*, Dec., 93(1969).
16. Watkins, R. N.: "Petroleum Refinery Distillation," Gulf Publishing Company, Houston(1973).
17. Pongo, J., Boras, W., Schacter, R., Hanson, K., Lowe, C. and Forrest, J.: "HYSYS: Reference Volume 1, 2," Hyprotech Ltd., Calgary(1996).
18. Morari, M. and Ricker, N. L.: "Model Predictive Control Toolbox User's Guide," The MathWorks Inc., Natick, Mass.(1995).
19. Seader, J. D.: "Separation Process Principles," Wiley & Sons Inc., New York(1998).