

모델예측제어기반 상용 Package PCTP 를 이용한 화학공정의 제어 고도화 연구

Study of Advanced Control for Chemical Process Using the Commercial Package PCTP Based on Model Predictive Control Algorithm

박준호, 박호철, 이문용*
(Jun-Ho Park, Ho-Cheol Park, and Moonyong Lee)

Abstract : This paper presents an application study of a model predictive control based commercial package PCTP to real chemical processes. The first case study concerns a product purity control of a splitter process which distillates styrene from undesired component ethyl-benzene produced from ethyl-benzene dehydrogenation reaction. The second case study is about a temperature control of ethyl-benzene dehydrogenation reactor and an excess oxygen control of the fired heater. Optimum control structure for MPC application is developed for each case study. The application results show a significant improvement in control performance and stability.

Keywords : model predictive control, reactor control, distillation control, advanced process control, industrial application

I. 서론

모델예측제어(Model Predictive Control, MPC) 알고리즘을 기반으로 하는 고급 공정제어 (Advanced Process Control, APC)의 입지는 지속적으로 높아지고 있다. 이에 따라 상용 소프트웨어 패키지의 개발도 활발하게 이루어지고 있고, 그 내용 또한 상당한 수준에 이르렀다.

1980년대 초반 이후 국내 신규공장 설립이 폭발적으로 증가하면서 본격적으로 APC 기술이 도입 적용되기 시작하였으나 당시 APC 기술에 대한 이해부족 및 공정운전 인력의 공감대 부족 등으로 만족할만한 성과를 얻지 못했다. 그러나 지속적인 기술개발 및 석유화학 업계의 경쟁 심화로 다시 APC기술이 생산분야의 경쟁력 강화 핵심기술로 부각되었으며 90년대 중반 이후 국내 일부 업체의 성공적인 적용사례가 보고되기 시작 하면서 현재까지 그 수요가 증가하고 있는 추세이다.

본 연구에서는 상용패키지 PCTP(Process Control Technology Package)를 실제 공정에 적용한 두 가지 사례에 대해 다루었다. 첫 번째는 에틸벤젠(ethyl-benzen) 탈 수소 반응공정의 생산물인 스티렌(styrene)을 미 반응물과 부 반응물로부터 분리하는 분리탑(splitter)의 농도 제어에 관한 사례이다. 현재 장치의 한계로 인해 일차 제어변수들이 수동모드에서 운전되고 있어 안정적인 제품 규격을 유지하지 못하고 있다. 두 번째는 에틸벤젠 탈 수소 반응기의 온도제어에 관한 사례이다. 전체 플랜트의 상위공정에 해당하는 반응기로 반응기 입구의 온도가 하위 공정 전체에 많은 영향을 미치게 된다. 그러나 기존 PID 제어로 정교한 온도 제어가 이루어 지지 않는 문제점이 있었다. 본 논문에서는 이러한 문제점들을 해결하

기 위하여 유틸리티 비용 감소와 수율 증대를 달성하기 위하여 MPC 제어를 적용하는 연구를 수행하였다.

II. 모델예측제어 이론

본 절에서는 MPC의 기본개념에 대하여 소개한다(그림 1). 과거 일정기간 동안의 조작변수 MV(Manipulated Variable)의 움직임과 현재 시점에서 측정된 출력 값을 이용하여 미래 P 구간까지의 출력 값들을 예측(prediction)하고 예측된 출력 값들과 설정치(set point)와의 차이(error)를 최소화 시키는 미래의 MV 움직임을 구하는 것이 MPC 알고리즘의 기본 틀이다. MPC는 매 샘플링 시점마다 새로운 계산 결과를 내놓게 되는데, 이 계산절차는 크게 예측과 제어기 출력값 계산으로 나눌 수 있다. 먼저 예측 절차에 의해 미래 P 구간까지의 출력 값들을 예측하고, 제어기 출력값 계산 단계에서는 이 예측된 결과를 이용하여 미래 M 제어구간까지의 MV 움직임 (Δu)을 계산하게 된다. 이렇게 구해진 M개의 Δu 들 중 가장 첫 번째 값만 실제 공정에 적용하고, 다음 샘플링 시점에는 새로운 예측과 제어기 출력값 계산 절차가 수행된다.

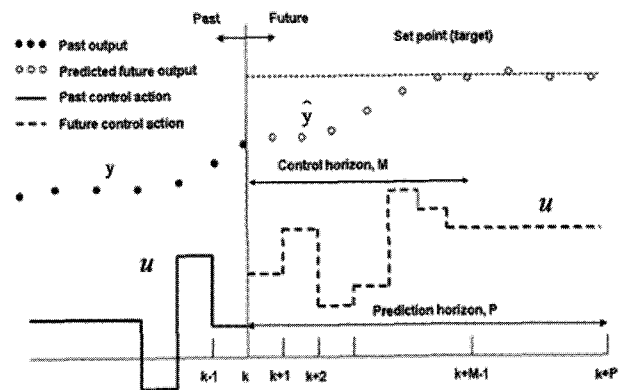


그림 1. 모델예측제어의 기본 개념.
Fig. 1. Basic concept for model predictive control.

* 책임저자(Corresponding Author)

논문접수 : 2007. 6. 20., 채택확정 : 2007. 10. 12.

박준호, 이문용 : 영남대학교 디스플레이화학공학부

(jh_park@ynu.ac.kr/mynlee@ynu.ac.kr)

박호철 : 요꼬가와 PSCK(hocheol.park@y-psck.com)

※ 본 연구는 2006 에너지자원기술개발사업에서 지원하였음.

1. 예측

예측에는 선형, 비선형 모델이 모두 이용될 수 있으나, 산업 현장에 적용되는 대부분의 MPC 상용 패키지에는 선형모델이 이용된다. PCTP 패키지에서는 전달함수 모델을 이용하며, 이 전달함수 모델을 통해 얻어진 계단응답계수들을 이용하여 예측을 하게 된다. 예측에 관한 일반적인 식을 SISO 모델로 표현하면 다음과 같다.

$$\hat{y}(k+j) = \sum_{i=1}^j S_i \Delta u(k+j-i) + \hat{y}^0(k+j) \quad (1)$$

여기에서, $\hat{y}(k+j)$ 는 k 시점에서 예측된 $y(k+j)$ 의 예측치를 나타내며, S_i 는 i 번째 계단응답계수를 나타낸다. $\hat{y}^0(k+j)$ 는 k 시점 이후의 제어기 출력 변화가 없다는 가정하에 예측된 $y(k+j)$ 의 예측치를 나타내며, 이를 비강제 예측응답이라 하고 다음과 같은 식으로 정의한다.

$$\hat{y}^0(k+j) \triangleq \sum_{i=j+1}^{N-1} S_i \Delta u(k+j-i) + S_N u(k+j-N) \quad (2)$$

이때 $\Delta u(k+i) = 0$ for $i \geq 0$

여기에서, N 은 모델구간을 나타내며, 주로 정착시간에 해당된다.

따라서, (1)은 j -단계 앞섬 예측값을 비강제 응답과 강제응답항의 합으로 표현된다. 이 식은 j -단계 이후의 예측치만을 표현한 단일예측에 해당된다.

그러나 MPC 예측은 현재 시점에서 P 시점까지의 모든 \hat{y} 들을 구하는 다중 예측을 목표로 하고 있다. 이는 (1)을 행렬형태로 확장하여 (3)과 같이 표현 할 수 있다.

$$\hat{\mathbf{Y}}(k+1) = \mathbf{S}\Delta\mathbf{U}(k) + \hat{\mathbf{Y}}^0(k+1) \quad (3)$$

여기서, $\hat{\mathbf{Y}}(k+1) \triangleq [\hat{y}(k+1), \hat{y}(k+2), \dots, \hat{y}(k+P)]^T$

$\hat{\mathbf{Y}}^0(k+1) \triangleq [\hat{y}^0(k+1), \hat{y}^0(k+2), \dots, \hat{y}^0(k+P)]^T$

$\Delta\mathbf{U} \triangleq [\Delta u(k), \Delta u(k+1), \dots, \Delta u(k+M-1)]^T$

$$\mathbf{S} \triangleq \begin{bmatrix} S_1 & 0 & \dots & 0 \\ S_2 & S_1 & 0 & \vdots \\ \vdots & \vdots & \ddots & 0 \\ S_M & S_{M-1} & \dots & S_1 \\ S_{M-1} & S_M & \dots & S_2 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ S_P & S_{P-1} & \dots & S_{P-M+1} \end{bmatrix}$$

결론적으로, MPC는 매 샘플링 시점마다 (3)에 의해서 P 구간까지의 예측치를 구하게 되며, 강제 응답항의 $\Delta u(k+j)$ (for $k+j \geq 0$) 값들은 다음 절차인 제어기 출력 계산 단계에서 구해질 미지수로 남게 된다. 그러나 (3)에서는 단지 모델의 계단응답계수들에만 의존한 예측이 이루어지고 있으며, 공정에서 측정된 실제 출력치에 대한 고려가 없다. 이는 축적된 모델의 부정확성과 비측정 외란의 영향으로 부정확한 예측을 초래하게 된다. MPC에서는 편차보정 절차를 수행함으로써 예측의 정확도를 향상시킨다. 이는 (3)에 편차보정 항

을 추가하는 것으로 구현이 가능하다. 편차보정 항을 추가한 식을 (4)에 나타내었다.

$$\tilde{\mathbf{Y}}(k+1) = \mathbf{S}\Delta\mathbf{U}(k) + \hat{\mathbf{Y}}^0(k+1) + [\mathbf{y}(k) - \hat{\mathbf{y}}(k)]\mathbf{1} \quad (4)$$

여기서, $\mathbf{1}$ 은 모든 요소를 1로 하는 P 차원의 열벡터를 나타낸다. $\hat{y}(k)$ 는 직전 샘플링 시점 $k-1$ 에서 구해진 1단계 앞섬 예측을 나타내며, $y(k)$ 는 현재 시점에서 측정된 실제 출력치를 나타낸다. 결론적으로, $\tilde{\mathbf{Y}}(k+1)$ 는 P 개의 예측치들에 $y(k) - \hat{y}(k)$ 항들이 공통적으로 더해진 식으로 표현되어 모델의 부정확성과 비측정 외란에 의해 발생하는 오차를 보상한다.

2. 제어기 출력 계산

제어기 출력 계산의 목적은 예측단계에서 예측된 $\tilde{\mathbf{Y}}(k+1)$ 값들과 설정치와의 편차를 최소화 시키는 미래의 Δu 값들을 구하는 것이다. 이 문제를 푸는데 2차목적함수 형태가 도입되며, 다음 (5)와 같이 나타낸다.

$$\min_{\Delta\mathbf{U}(k)} J = \hat{\mathbf{E}}(k+1)^T \mathbf{Q}\hat{\mathbf{E}}(k+1) + \Delta\mathbf{U}(k)^T \mathbf{R}\Delta\mathbf{U}(k) \quad (5)$$

Where, $\hat{\mathbf{E}}(k+1) = \mathbf{Y}_{sp}(k+1) - \tilde{\mathbf{Y}}(k+1)$

$\mathbf{Y}_{sp}(k+1)$ 는 P 구간까지의 설정점을 나타낸다. \mathbf{Q} 와 \mathbf{R} 은 2차목적함수의 가중치 행렬을 나타내며, 이는 중요한 MPC 튜닝 파라미터가 된다.

일반적으로, MPC는 비제약형 MPC와 제약형 MPC로 구분한다. 이는 (5)의 2차 프로그래밍 수행 시 비등가 제약조건들의 고려 여부에 따라 구분 지을 수 있는데, 일반적으로 현장에 적용 되는 MPC는 PCTP를 포함하여 대부분이 비등가 제약조건을 고려하는 제약형 MPC이다.

실제 현장에서는 비등가 제약조건을 도입하여 각각의 CV와 MV에 부등식 형태의 상한과 하한을 설정 해주어야만 한다. MV에 적용되는 제약조건은 두 가지 형태로 (6)과 (7)에 나타내었다.

$$u^-(k) \leq u(k+j) \leq u^+(k) \quad j=0,1,\dots,M-1 \quad (6)$$

$$\Delta u^-(k) \leq \Delta u(k+j) \leq \Delta u^+(k) \quad j=0,1,\dots,M-1 \quad (7)$$

(6)은 MV 절대치의 상한과 하한을 제한하게 되고, (7)은 매 샘플링 시점마다 움직일 수 있는 출력 변화 폭을 제한하게 된다. 이는 현장 장치의 한계나 안전운전 범위를 고려하여 설정된다.

CV에 적용되는 제약식의 형태를 (8)에 나타내었다.

$$y^-(k+j) \leq \hat{y}(k+j) \leq y^+(k+j) \quad j=1,2,\dots,P \quad (8)$$

(8)에 의해 CV의 가용 제어폭이 설정되고, 이 CV의 모든 예측치들이 설정된 폭 안에서 유지될 경우 해당 CV는 (5)의 이차 프로그래밍수행 시 고려대상에서 제외되게 된다. 이러한 방식을 구간제어라 하며, 이는 차 프로그래밍에서 부가적인 자유도를 생성하게 되므로 MIMO 형태로 적용되는 대부분의 현장 적용에서 중요한 이점을 갖는다.

이렇게 제어기 출력 계산에 의해 구해진 M 개의 Δu 들 중

첫 번째 값인 $\Delta u(k+1)$ 만을 실제 공정에 적용하고 다음 샘플링 시점에서는 새로운 예측과 제어기 출력 계산을 수행하게 된다.

3. 제어기 설계 및 조율 파라미터

MPC 시스템을 설계하기 위해 수많은 설계 파라미터들이 설정되어야 한다. 이 중 이전에 언급된바 있는 제어구간, 예측구간과 각 변수들의 가중치들이 대표적이다.

먼저, 제어구간, M 과 예측구간, P 는 구해진 모델들의 정착 시간(N)를 고려하여 설정되었다. 제어구간, M 은 $N/3 < M < N/2$ 범위 내에서 설정하였고, 예측구간, P 는 $P=N+M$ 으로 설정하여 예측값에 마지막까지 변화된 모든 입력들의 영향이 반영될 수 있도록 하였다. 제어구간이 길게 설정될수록 또는 예측구간이 짧게 설정될수록 MPC 제어기는 보다 공격적인 제어응답을 보이게 된다. 또 다른 주요 파라미터로는 가중치가 있는데 (5)의 목적함수에서 Q 와 R 에 해당하는 변수로, 각 CV와 MV들을 중요도와 엔지니어링 단위에 따라 각기 다른 가중치를 부여할 수 있다.

III. EB/SM 분리탑 적용 결과

1. 공정설명

최종생산물인 스티렌을 생산하는 공정의 한 부분으로 상위 공정인 에틸벤젠 탈 수소 반응공정의 생산물인 스티렌을 미 반응물 에틸벤젠과 부 반응물인 톨루엔과 벤젠으로부터 분리하는 공정이다. 증류탑 상부에서는 에틸벤젠, 톨루엔, 벤젠이 유출되고, 하부에서는 스티렌이 유출된다. 탑정의 압력은 배출가스 양과 질소 주입량을 이용한 분할제어 방식으로 제어한다. 탑저 재비기의 열원은 스팀(4343KG)이며, 상부의 대형 냉각 팬으로 증기를 응축시키는데, 원료 처리량이 초기 설계 스펙을 초과하였기 때문에 대형 냉각 팬은 연중 100%로 고정시켜 전량 가동하고 있다. 이처럼 지속적인 부하 증가로 인해 장치의 한계를 초과하여 운전하고 있는 실정이라 제어 구조 또한 원래 설계 당시의 기본 regulatory 제어 구조 중 많은 부분이 무시된 채 운전되는 상태였다. 예를 들어, 탑정 응축기 액위만 환류량으로 제어되고 있으며, 나머지 주요 1차 제어변수인 스팀 유량, 탑 하부 유출물 유량, 탑 상부 유출물 유량은 자유 조작변수의 형태로 제어되고 있다. 특히 탑저 액위는 초기 설계구조상 탑저 유출물 유량으로 제어되게 되어있었으나 하위 공정의 부하를 고려하여 고정시켜 운전하고 있다. 따라서 이와 같은 제어구조는 증류탑 one point control 제어구조 중 어떤 형태에도 해당되지 않으며 단지 위험수위를 벗어나지 않는 범위 내에서 운전자의 경험에 의존하여 운전되고 있었다.

한편, 제품의 주요 관리 규격은 상부 유출물 중 스티렌의 질량분율(1.4wt % 이하)과 하부 유출물 중 에틸벤젠의 농도(500ppm 이하)이다. 탑 상부에서는 온라인 분석기에 의해 5분 간격으로 스티렌 질량 분율에 대한 데이터를 얻을 수 있지만, 하부에는 온라인 분석기가 설치되어 있지 않고 1일 1회 실험실 분석에 의존하고 있다. 하지만 1일 1회의 분석치로는 경향을 파악하기에 부족한 상황이고 그 수치 또한 필요 이상의 스팀 소비로 인해 Oppm 또는 그 반대의 결과로 수천 수만 ppm까지 벗어나는 경우가 종종 발생하고 있었다.

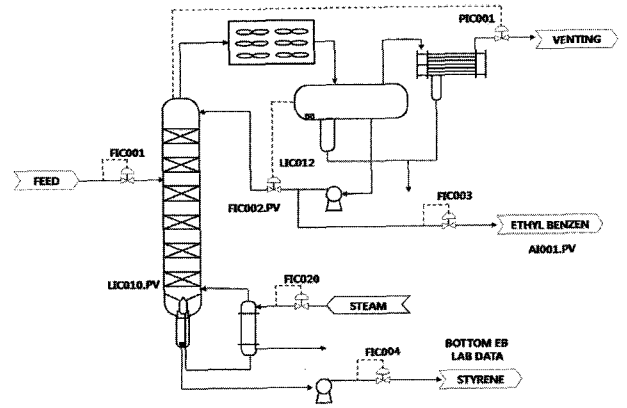


그림 2. EB/SM 분리탑의 공정흐름도.
Fig. 2. Process flow diagram of the EB/SM splitter.

제어 전략을 세우기 위해 과거 일정기간 동안의 데이터를 분석하였다. 그림 3에 약 한 달간의 운전데이터를 나타내었다. 단, 탑저 EB 분석치는 1일 1회만 데이터가 수집되는 관계로 8개월간의 데이터를 나타내었다. 과거 데이터에서 나타나는 바와 같이 탑 상부와 하부의 조성이 안정적이지 못하다. 특히, 최종 생산물이 다량 포함되어 있는 탑저 유출물의 분석치는 8개월 동안에도 수 차례나 규격을 벗어나고 있는 것을 알 수 있다. 그리고 증류탑의 용량이 한계에 와있다는 사실은 거의 0%에서 100%까지 진동하고 있는 탑저 액위의 진폭에서도 나타난다. 이는 환류량의 진동에 원인이 있는 것으로 보여지고, 환류량은 부하에 비해 상대적으로 적은 용량의 receiver 액위를 제어하기 위해 심하게 진동하고 있는 것으로 보인다.

2. 제어 구조 선정 및 Model Identification

현재의 구조상 MPC 제어기의 조작변수로 사용할 수 있는 변수는 원료 유량, 탑정 유출물 유량, 스팀유량으로 압축된다. 앞서 언급하였듯이 탑저 유출물의 유량은 하위 공정의 부하를 고려하여 조정하고 있기 때문에 현 공정에서는 외란 변수로 선정되어야 할 것이다. 스팀 유량의 경우 탑저 생산물의 조성에 가장 밀접하게 관련된 중요한 변수이나, 현재 공정이 전체적으로 불안정한 상태에서 운전되고 있고, 탑저 생산물의 분석치가 하루에 한번 밖에 수집되지 않으므로 계단응답 실험을 통한 공정 모델 획득에 한계가 있고, 공정 모델을 확보하였다 하더라도 MPC에 의한 제어에 한계가 있는 상황이라 판단하였다. 이러한 상황을 고려하여 그림 4와 같이 제어 구조를 선정하였다.

스팀 유량에 대한 모델인식 실험이 불가능 하였기 때문에 일차적으로 원료 유량과 탑정 유출물 유량을 조작 변수로 하여 탑저 액위와 탑정 유출물의 조성을 안정화 시킨 뒤, 차후 스팀/원료비 변수를 추가하여 탑저 생산물의 규격을 만족시키면서 사용량을 최소화 시킬 수 있는 절충점을 찾는 방향으로 제어 전략을 수립하였다. 탑저 분석치가 Oppm으로 유지되는 일정 기간의 과거 데이터를 분석한 결과 스팀/원료비가 상대적으로 높게 유지되고 있는 것으로 미루어 스팀/원료비를 제어함으로 해서 탑저 분석치를 안정화시킬 수 있을 것이라 판단하였다. 선정된 제어 구조에 따라 각각의 모델을 구하기 위하여 모델인식 실험을 진행 하였다. 탑저 액위에 대

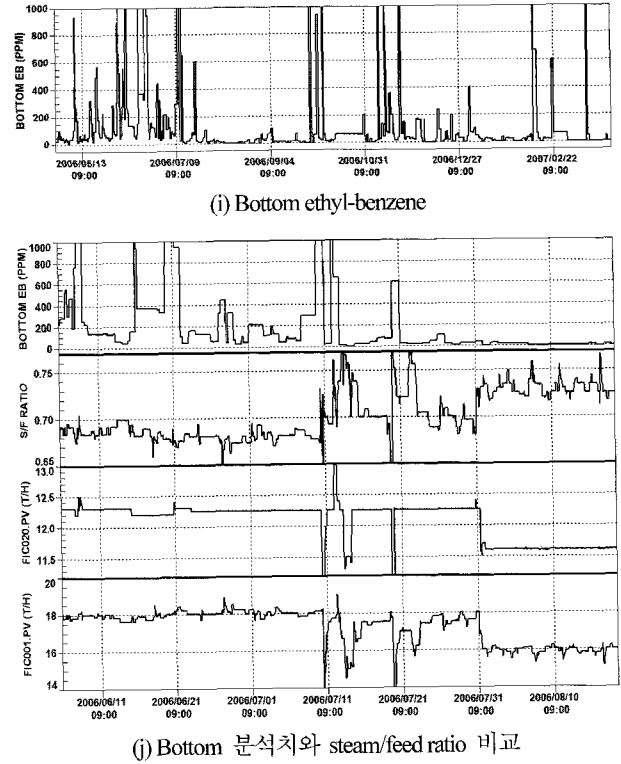
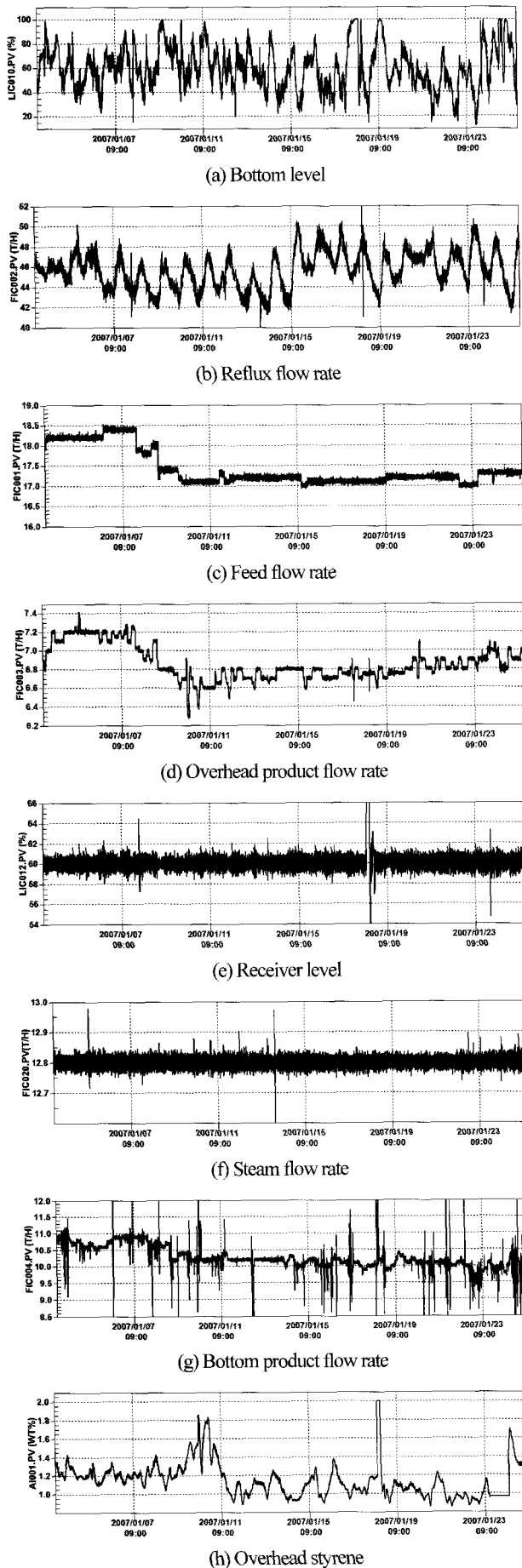


그림 3. 과거 운전 데이터 분석.

Fig. 3. Analysis of historical data.

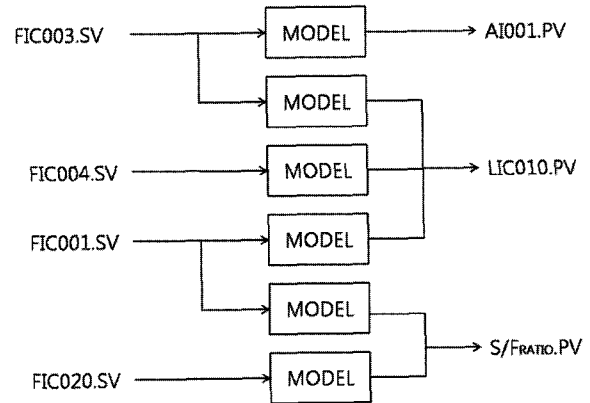


그림 4. MPC 제어기 구성을 위한 제어구조 선정.

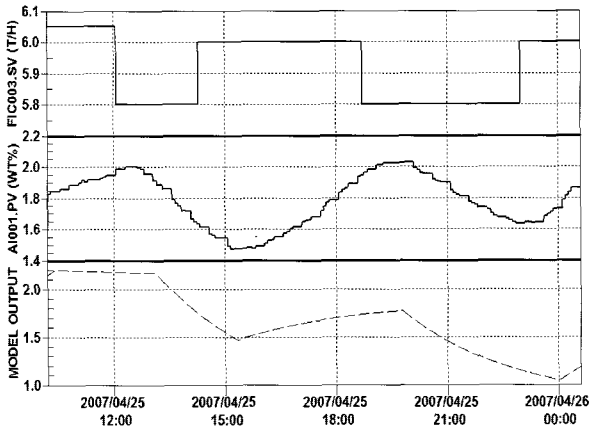
Fig. 4. Control structure for MPC controller.

한 모델인식 실험시 탐저 용량에 제한사항과, 탐저 유출물 유량을 실험기간 동안 고정시킬 수 없는 문제를 해소하기 위하여 다중입력 동시변화방식으로 모델인식 실험을 수행 하였다.

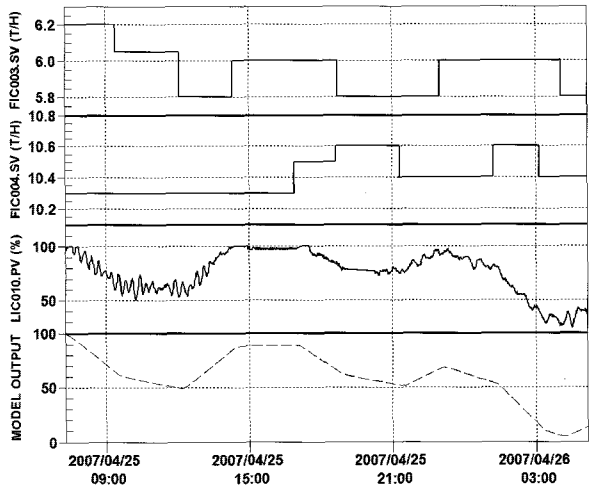
예를 들어, 완벽한 응답이 나오기 전에 탐저 액위의 상한 또는 하한에 도달한다면 그 데이터는 모델을 구하는데 쓸모 없는 데이터가 되므로 한계점에 도달하기 전에 또 다른 조작 변수를 움직여 한계점에 도달하는 것을 막음과 동시에 그에 대한 응답도 얻을 수 있다.

얻어진 응답 데이터를 이용하여 모델인식을 수행하였다. 모델인식은 PCTP 패키지의 AIDA^{Pro} (Advanced Identification and Data Analysis)를 이용하였다.

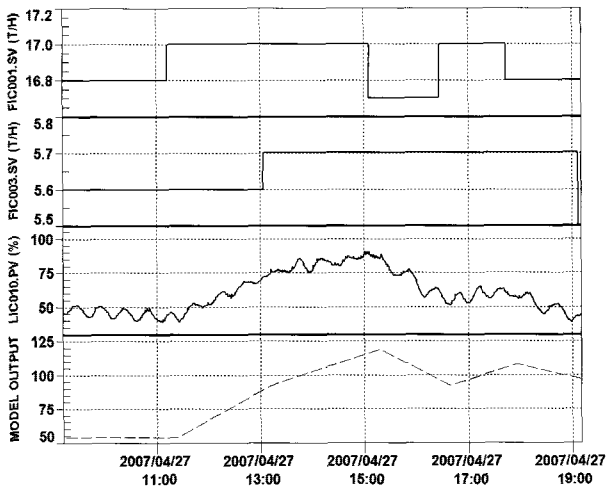
최종적으로 MPC 제어기에 적용되는 모델의 형태는 전달 함수 형태의 모델이다. Fitting을 통해 얻어진 모델은 실제 데이터와 비교하여 검증해볼 수 있다. 그림 5와 표 1에 모델인식 실험 결과와 구해진 각각의 모델들을 나타내었다.



(a) FIC003.SV → AI001.PV



(b) FIC003.SV, FIC004.SV → LIC10.PV



(c) FIC001.SV, FIC003.SV → LIC10.PV

그림 5. 모델인식 실험 결과와 시뮬레이션을 통한 모델 검증.
Fig. 5. The result of model identification and model validation.

표 1. 모델 매트릭스.

Table 1. Model matrix.

		CV	CV	CV
		AI001.PV	LIC10.PV	S/F.PV
MV	FIC003.SV	$\frac{5.361e^{-63.28s}}{186.3s+1}$	$\frac{-1.503}{(10.75s+1)s}$	$\frac{-1.503}{(10.75s+1)s}$
MV	FIC001.SV		$\frac{1.788e^{-10.54s}}{(1.126s+1)s}$	$\frac{-0.0395e^{-1s}}{2s+1}$
MV	FIC020.SV			$\frac{0.058e^{-1s}}{2s+1}$
DV	FIC004.PV		$\frac{-1.217e^{-11.61s}}{(0.002773s+1)s}$	

3. 제어기 구성 및 성능 검증

모델인식을 통하여 얻어진 공정모델을 이용하여 제어기를 구성하였으며 이 과정은 PCTP 오프라인 패키지 SMOC^{PRO}에서 진행되고, 완성된 제어기는 온라인 패키지 EXA-SMOC으로 이동시켜 실제 공정에 적용하였다. 이 과정에서 모델을 제어기 상에 구성하는 절차가 기본적으로 이루어지고, 부가적으로 제어기 서버와 기존 DCS(Distributed Control System)와의 통신을 설정 해주는 절차도 이루어진다.

특히, 비등가 제약조건에 해당하는 CV 및 MV 허용 변동 폭과 Δu의 크기는 운전 상황에서 운전자들에 의해 조작성 가능하도록 DCS 상에 구현되어야 한다.

이 단계에서 MPC의 주요 파라미터들을 설정해주는 절차가 이루어지며 제어구간, 예측구간과 각 CV와 MV에 해당하는 가중치가 대표적인 파라미터들이다. 제어구간, M과 예측구간, P는 구해진 모델들의 안정화 시간(N)를 고려하여 각각 200분, 800분으로 설정하였다.

또 다른 주요 파라미터인 CV, MV에 대한 가중치를 설정 해주는 절차도 진행된다. 이 절차는 오프라인 패키지 상에서 시뮬레이션을 통하여 일차적으로 설정되며, 차후 제어기를 현장에 적용 시킨 뒤 온라인 상에서도 튜닝이 가능하도록 되어 있다. 따라서 이 가중치는 성능검증 단계에서 가장 많이 조작되는 파라미터이다.

각각의 가중치들은 QP 목적함수의 가중치 행렬에 해당되므로 하나의 가중치 값의 변동은 다른 모든 가중치 값들에도 영향을 미치게 된다.

따라서 이는 상대적인 값으로 판단되어야 하며, 엔지니어링 단위에 대한 고려도 필요하다. 표 2에 최종적으로 적용된 파라미터를 나타내었다.

그림 6에 APC 적용 전과 후의 제어성능을 비교하였다. (a)에서 보는 바와 같이 탐정의 분석치는 눈에 띄게 안정화 된

표 2. 각 변수의 가중치.

Table 2. Weights for main controlled and manipulated variables.

Variable	Weight	Variable	Weight		
MV	FIC003.SV	9.15	CV	AI001.PV	100
MV	FIC001.SV	10.8	CV	LIC10.PV	0.01
MV	FIC020.SV	10.	CV	S/F.PV	100

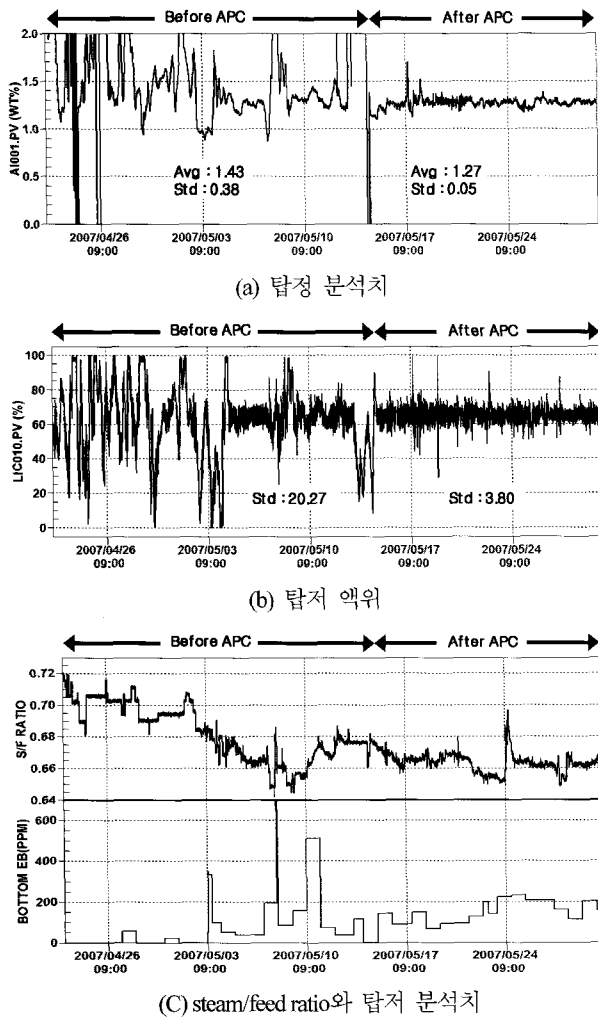


그림 6. APC 제어기의 제어성능.
Fig. 6. Control performances of APC controller.

것을 알 수 있다. 마찬가지로 (b)의 탐저 액위는 APC 적용 전에 0에서 100%사이를 연속적으로 진동하였으나 APC 적용 후에는 60%대의 평균을 유지하는 것을 알 수 있다.

탐저 액위가 너무 낮을 때에는 탐저 유출물을 다음공정으로 보내는 펌프에 캐비테이션 현상을 초래할 수 있고, 반대로 너무 높을 때에는 증류탑의 분리 성능을 저하시키는 요인이 될 수가 있다. 따라서 적정 액위를 항상 유지시켜 주어야 한다. (c)에 스팀/원료비와 탐저의 에틸벤젠 농도를 나타내었는데, APC 적용 전에는 규격 불만족(500ppm 이상)을 우려한 과도한 스팀의 사용으로 인하여 거의 500ppm이하로 운전되고 있었으나 APC 적용 후에는 적정량의 스팀 사용으로 약 200ppm 수준으로 제어되는 것을 볼 수 있다.

IV. 탈수소 반응기 적용 결과

1. 공정설명

본 공정은 전체 플랜트의 첫번째 단계에 해당하는 두 개의 반응기로 에틸벤젠을 탈 수소화시켜 스티렌을 생산하는 공정이다. 반응물은 두 개의 반응기를 연속적으로 거치는 동안 흡열반응을 하게 되는데, 각각의 반응기 입구의 온도를 동일하게 유지하도록 가열로의 출구 온도를 제어하고 있다. 반응

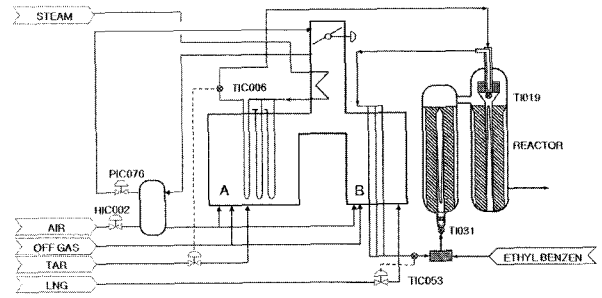


그림 7. Reactor의 공정흐름도.
Fig. 7. Process flow diagram of the reactor.

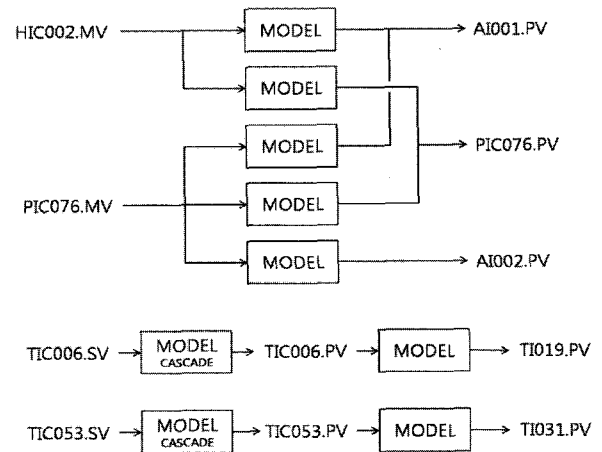
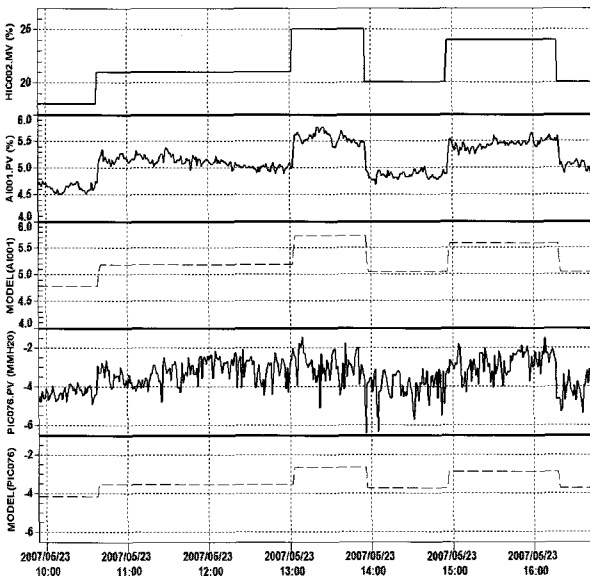


그림 8. MPC controller의 제어구조 선정.
Fig. 8. Control structure for MPC controller.

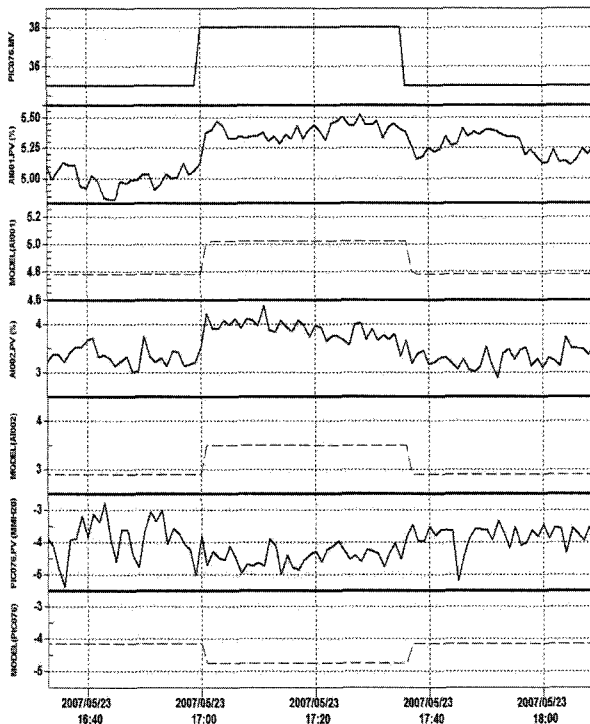
기 입구의 온도는 반응물의 전환율에 큰 영향을 미치므로 이 온도를 안정적으로 유지할 필요가 있다.

이 반응기의 열원을 공급하는 가열로는 A, B 두 개의 연소로로 나누어져 있으며, 각각의 연소로에서 발생하는 연소가스는 하나의 배기기로 배출되도록 설계되어 있다. 각각의 연소로로 공급되는 공기는 한 개의 제어밸브(HIC002)에 의하여 조절되고 있으며, 수동모드로 운전하고 있었다. 데워진 폐 연소가스는 바로 대기 중으로 방출하지 않고 주입되는 찬 공기와 열 교환한 후 대기 중으로 방출시키는 구조이다. 따라서 가열로 전체의 압력을 제어하기 위한 탬퍼가 설치되어 있으나 연중 0%로 고정시켜 운전하고 있고, 연소가스 흡입밸브(PIC076)가 이 역할을 대신하고 있었다. 연료로는 세가지가 사용되고 있는데, 두 개의 연소로에 각기 다른 연료가 공급된다. A 가열로의 주 연료는 다른 공정에서 생성되는 잔류물 타르이고, B 가열로의 주 연료는 LNG이다. 그리고 공정 배출가스가 두 가열로에 공통적으로 주입되고 있으나 소량이기 때문에 가열로 내부의 온도제어에 큰 영향을 미치지 않는다. 각각의 가열로에 산소 분석기가 설치되어 있어 폐 가스에 포함되어있는 산소의 퍼센트 농도가 실시간대로 수집된다. 한편, 가열로 내부를 순환하는 스팀은 최초 A 가열로를 거쳐 두 번째 반응기 입구의 열 교환기에서 열을 공급하게 되고, 다시 B 가열로를 거쳐 재 가열된 뒤 첫 번째 반응기 입구의 열 교환기에서 열을 공급한다.

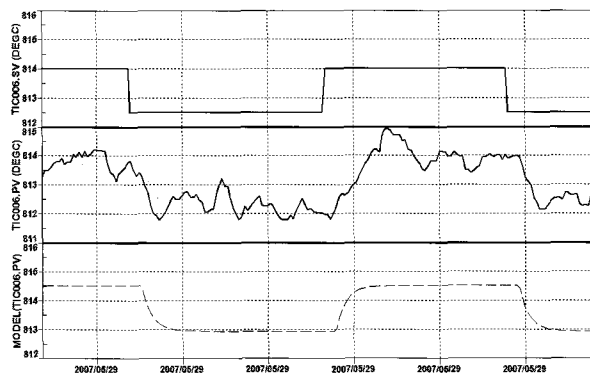
두 반응기는 전체 플랜트의 첫번째 단계의 반응기인 만큼



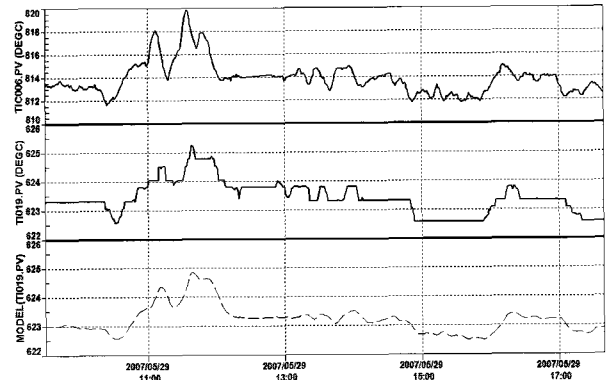
(a) HIC002.MV → AI001.PV, PIC076.PV



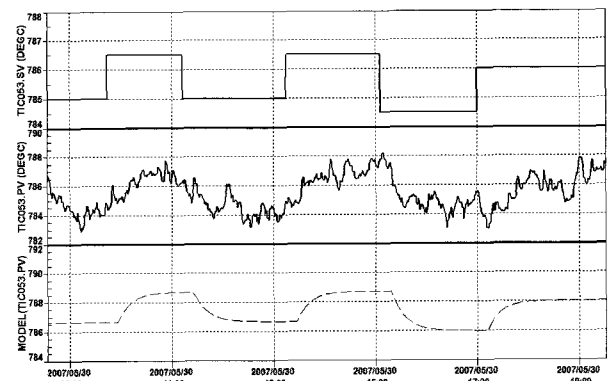
(b) PIC076.MV → AI001.PV, AI002.PV, PIC076.PV



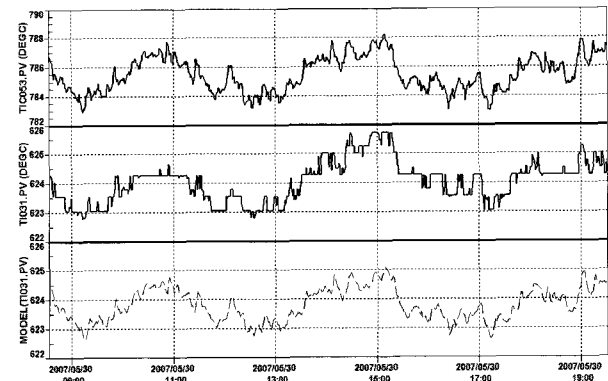
(c) TIC006.SV → TIC006.PV



(d) TIC006.PV → TI019.PV



(e) TIC053.SV → TIC053.PV



(f) TIC053.PV → TI031.PV

그림 9. 모델인식 실험 결과와 시뮬레이션을 통한 모델 검증.
Fig. 9. The result of model identification and model validation.

하위공정 전체에 미치는 영향이 크고, 각 반응기의 입구 온도가 불안정해 질 경우 하위공정 전체가 흔들리게 되므로 운전자들도 항상 주의하여 운전하는 사안이다. 각 가열로의 출구온도를 연료의 주입 밸브로 자동제어 하고 있고, 공정 배출가스는 플랜트 상황에 따라 발생하는 양 만큼 주입되고 있다. 그러나 공정 배출가스는 주 연료에 비해 상대적으로 적은 양이 주입 되므로 가열로 내부의 온도에는 큰 영향을 주지 않는다.

2. 제어구조 선정 및 모델인식

대부분의 heater 공정에서는 되도록이면 불완전 연소가 일어나거나 불꽃이 꺼지지 않도록 안정적으로 운전하는 것을 1차 목표로 하고 있다. 따라서 공기의 주입량을 필요이상으

표 3. 모델 매트릭스.

Table 3. Model matrix.

		CV	CV	CV
		AI001.PV	PIC076.PV	AI002.PV
MV	HIC002.MV	$\frac{0.1346e^{-0.9373s}}{0.0779s+1}$	$\frac{0.2121}{0.001s+1}$	
MV	PIC076.MV	$\frac{0.082e^{-0.7143s}}{0.0924s+1}$	$\frac{-0.1927}{0.0315s+1}$	$\frac{0.1973}{0.0001s+1}$
		CV	CV	IV
		TI019.PV	TI031.PV	TIC006.PV
MV	TIC006.SV			$\frac{e^{-3.755s}}{3.361s+1}$
MV	TIC053.SV			$\frac{e^{-12s}}{15.45s+1}$
IV	TIC006.PV	$\frac{0.3838e^{-0.653s}}{6.584s+1}$		
IV	TIC053.PV		$\frac{0.4775}{0.8656s+1}$	

로 과도하게 주입하는 것이 보통인데, 이러한 운전상황은 과도하게 공급되는 찬 공기를 데우는데 불필요하게 열량을 소모하는 결과를 초래하게 된다. 부가적으로, 현 공정의 경우 반응기 입구의 온도를 제어하기 위하여 heater 출구 온도의 설정치를 운전자들이 직접 조작하여 운전하고 있는 실정이라 반응기 입구의 온도가 안정적으로 유지되지 않고 대기 온도에 따라 변동하는 경향을 보인다.

따라서 현재 고정되어 운전되고 있는 주입 공기량과 heater 내부의 압력을 유기적으로 움직여 과잉 산소량을 제어하고, 각 heater의 출구온도를 움직여 반응기 입구의 온도를 제어하는 구조로 제어전략을 수립하였다. 그림 8에 선정된 제어구조를 나타내었다.

공기량 조절 밸브(HIC002.MV)에 대한 예비실험을 수행하여 각 산소 분석치의 반응을 관찰한 결과 A 가열로 분석치와 압력이 눈에 띄게 반응하는 것과는 반대로 B 가열로 분석치에는 반응이 미약하게 나타나는 것을 알 수 있었다. 이는 각 가열로에서 사용하는 연료의 종류가 다르기 때문이며 따라서 공기량 조절 밸브(HIC002.MV)를 A 가열로 산소 분석치와 압력만 제어하도록 설계하였다. 선정된 구조에 따라 모델인식 실험을 수행하였으며 그 결과는 그림 9와 표 3에 나타난 바와 같다.

3. 제어기 구성 및 성능 검증

MPC제어기의 제어구간과 예측구간은 각각 28분과 112분으로 설정하였으며 각 변수들에 대한 가중치는 표 4와 같이 설정하였다.

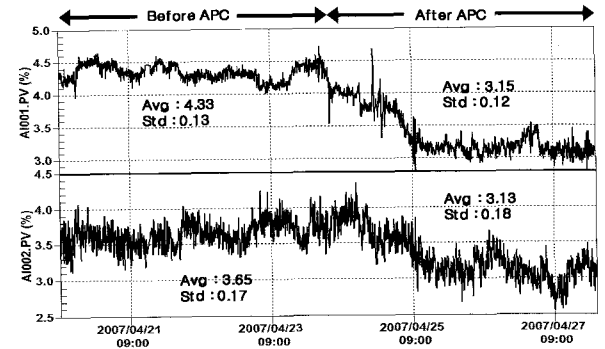
적용된 제어기의 성능을 그림 10에 나타내었다.

그림 10(a), (b)에 각 가열로에서의 산소 분석치와 압력에 대한 결과를 나타내었다. 산소분석치의 경우 APC 적용 후에 평균이 3.0 근처로 낮게 유지되고 있는 것을 볼 수 있으며, 압력도 과거보다는 진동 폭이 줄어서 안정적으로 유지되고 있다. 그림 10(c)에는 각 반응기 입구 온도를 나타내었다. 과거에 대기 온도에 따라 1일 주기로 진동하였으나 APC 적용 후 진동 폭이 줄었고 두 온도가 평균 625°C에서 유지되는 것을 알 수 있다.

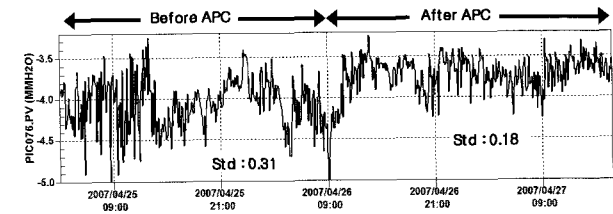
표 4. 각 변수의 가중치.

Table 4. Weights for main controlled and manipulated variables.

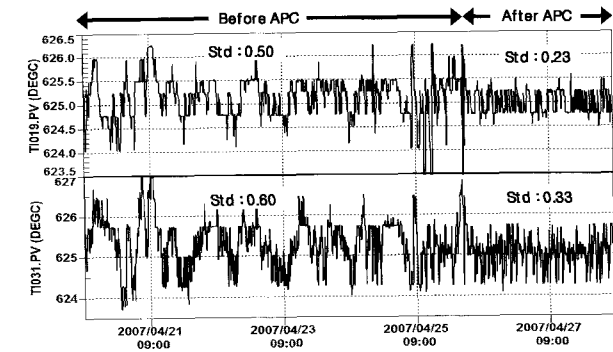
Variable		Weight	Variable		Weight
MV	HIC002.MV	1.520383	CV	AI001.PV	1
MV	PIC076.MV	2.230970	CV	AI002.PV	1
MV	TIC006.SV	38.38	CV	PIC076.PV	0.333333
DV	TIC053.SV	47.75	CV	TI019.PV	10
			CV	TI031.PV	10



(a) A, B Heater O₂ 분석치



(b) 압력



(c) 각 반응기 입구 온도

그림 10. APC 제어기의 제어성능.

Fig. 10. Control performances of APC controller.

V. 결론

APC 상용 소프트웨어 패키지 PCTP를 이용하여 실제 공정에 MPC 제어기를 적용하였고, 적용 후 제어성능에 대해 고찰하였다. 분리탑 사례에서는 장치의 한계를 넘어서서 운전되는 불안정한 공정을 안정화 시킴과 동시에 스팀/원료비를 제어함으로 인해 제품의 규격을 안정화 시키고 또한 불필요한 스팀 소비를 방지하였다. 반응기 사례에서는 가열로 출구 온도로 반응기 입구의 온도를 제어하도록 제어구조를 구성

함으로써 대기온도 등에 의해 발생하는 비측정 외란의 영향을 제거하였다. 또한 가열로의 과잉 산소량을 하향 안정화 시킴으로 인해 불필요한 열량 소모를 방지 하였다.

참고문헌

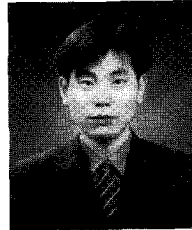
- [1] D. E. Seborg, T. F. Edgar and D. A. Mellichamp, "Process dynamics and control, 2nd edition," Wiley, 2004.
 [2] G K. McMillan and Robert A. Cameron., "Models unleashed," ISA, 2004.

- [3] S. J. Qin and T. A. Badgwell, "A survey of industrial model predictive control technology," *Control Engineering Practice*, vol. 11, pp. 733-764, 2003
 [4] H. Z. Kister, *Distillation Operation*, McGraw-Hill, 1990.
 [5] M. Morari, and J. M., *Predictive Control, Computers and Chem. Engng.*, 19, 409 (1995).
 [6] M. Morari and J. H. Lee, *Model predictive Control: Past, Present, and Future, Computers and Chem. Engng.*, 23, 667 (1999).



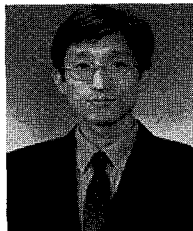
박준호

2005년 영남대학교 디스플레이화학공학부(공학사). 2005년~현재 영남대학교 디스플레이화학공학부 석사과정 재학 중. 관심분야는 모델예측제어.



박호철

1998년 영남대학교 디스플레이화학공학부(공학사). 2000년 경북대학교 화학공학과 대학원(공학석사). 2004년 경북대학교 화학공학과 대학원(공학박사). 2005년~현재 YOKOGAWA PSCK 재직. 관심분야는 모델예측제어.



이문용

1982년 서울대학교 화학공학과(공학사). 1984년 한국과학기술원 화학공학과(공학석사). 1991년 한국과학기술원 화학공학과(공학박사). 1994년~현재 영남대학교 디스플레이화학공학부 교수. 관심분야 공정제어 및 감시, 공정설계 및 모

텔링