

열병합 발전소의 응축순환공정에 대한 모델예측제어: I. 제어기 설계와 수치적 적용

Model Predictive Control of Condensate Recycle Process in a Cogeneration Power Station: I. Controller Design and Numerical Application

원 왕 연, 이 광 순*, 이 봉 국, 이 승 주, 이 석 영
(Wang-Yun Won, Kwang-Soon Lee, Bong-Kook Lee, Seung-Joo Lee, and Seok-Young Lee)

Abstract : Development of a model predictive control (MPC) algorithm and its application to the condensate recycle process of a cogeneration power station has been conducted. The cogeneration power station has different characteristics from other industrial processes where MPC has been dominantly applied in that the operating mode changes continuously with seasons and weather. Such a characteristic makes it difficult, a linearized model was derived from mass and pressure balances and linearization. The MPC algorithm has been developed so that the controller tuning is easy with one tuning knob for each output and the constrained optimization is solved by an interior point method. Performance of the MPC algorithm has been verified with the numerically simulated process under various disturbance scenarios and mode changes.

Keywords : cogeneration power station, level control, MPC

I. 서론

석유화학 및 정유공장 등의 화학공정산업은 지속적으로 변화하는 시장상황에 대처하고 가격 및 품질상의 경쟁우위를 확보하기 위하여 효율적인 공정제어기술을 필요로 하고 있다. 모델예측제어 (model-based predictive control) 기술은 입출력변수의 제약조건, 경제적 비용 최소화, 품질제어 등을 동시에 수용하며 제어 입력값을 결정하는 제어기법으로서, 우수한 제어 성능으로 인해 화학, 식품 공정, 자동차, 항공 산업에 널리 적용되어 그 성능을 입증하여 왔다[1].

열병합 발전소는 일반 화학공정과 마찬가지로, 공정변수의 제약조건 및 구동기의 한계를 포함하는 전형적인 다변수 공정으로 모델예측제어기로 운전성능을 향상시킬 수 있는 좋은 대상이다. 하지만 연중 정상상태에서 운전되는 일반 화학공정과 달리, 전기 수요에 따른 부하 변동으로 인해 넓은 범위로 운전되기 때문에, 모델예측제어기의 적용과 조율이 쉽지 않고, 이에 따라 그 설계에 많은 시간과 비용이 요구되는 특성을 갖는다. 이에 더하여 공정이 정지되는 상황을 가능한 한 피해야 하는 보수적인 문화로 인해, 아직 모델예측제어기와 같은 고급제어 기법들이 적용된 사례가 드문 것으로 보인다. 하지만 발전소 내 공정을 더 안전하고 안정적으로 운전하고자 하는 지속적인 요구와 화학공정에서 지난 20여 년에 걸친 모델예측제어기의 성공적 적용, 제어이론의 발전 등으로 인하여 발전소에도 모델기반 제어기법에 관심이 증대되고 이를 적용하려는 연구가 최근 활기를 띠고 있다[2,3]. 이

와 같은 과정에서 기존의 PI 제어기보다 모델예측제어기 성능의 우수성을 입증한 연구가 몇몇 연구자들을 통해 발표된 바 있다[4-8]. 또한 발전소 연소과정에서 발생하는 NOx의 배출 규제가 강화됨에 따라 연소공정의 동특성 모델을 구성하고 모델기반 제어를 통한 운전 최적화 연구가 활발히 수행되고 있다[9,10]. 그러나 위에 소개한 대부분의 연구는 수치공정을 대상으로 한 시뮬레이션 연구이며, 실제 발전소에 적용한 사례는 과열 스팀의 온도제어에 적용된 연구가 발표된 예들이 있으나[11,12], 보일러 액위, 연소 등 주 공정에 실제로 적용된 예는 흔치 않은 것으로 보인다.

본 연구의 목적은 우수한 성능과 편리한 조율기능을 가진 모델예측제어기를 개발하고 이를 열병합 발전소의 응축수 순환 공정 운전개선에 적용하는 것이다. 이를 위해 Kalman 필터가 결합된 상태공간 모델 근거 모델예측제어 알고리즘에 간편하고 효율적인 조율기법, 계산량 감축, 강인성 증대 등을 위한 새로운 기술을 적용하여 고유한 모델예측제어 알고리즘을 개발하였다. 이어서 발전소의 응축수 순환 공정의 모사기를 제작하고 설계된 모델예측제어기를 수치적으로 적용함으로써, 기존의 PI 제어기와 비교하여 그 성능을 검증하였다. 개발된 모델예측제어기는 경기도 일산의 동서발전 플랜트에 적용될 예정이며, 본 논문에서는 수치모사까지의 연구결과를 소개한다.

II. 응축수 순환 공정

그림 1에 열병합 발전소 내 대상 응축수 순환 공정의 공정도를 나타내었다. 이 공정에는 DEA (Deaerator), LP-D.HTR (Low Pressure District Heater), CONDENSER 세 개의 액위탱크가 있다. 먼저 LP-D.HTR은 아파트 단지에 공급되는 온수를 생산하는 주 열교환기로서 고압스팀 터빈을 거친 스팀이 이곳에서 응축되며 주 열공급원으로 작용한다. 그 밖에 발전공정 내에서 발생하는 폐스팀들이 주로 이곳으로 회수된다.

* 책임저자(Corresponding Author)

논문접수 : 2006. 8. 30., 채택확정 : 2006. 10. 10.

원왕연, 이광순 : 서강대학교 화학생명공학과

(wywon@sogang.ac.kr/kslee@sogang.ac.kr)

이봉국, 이승주 : LS산전 연구소(bongkukl@lsls.biz/seungjool@lsls.biz)

이석영 : 동서발전(leeyso@ewp.co.kr)

※ 본 연구는 전력산업연구개발사업의 일환으로 수행되었으며 LS산전의 연구비지원에 감사드립니다.

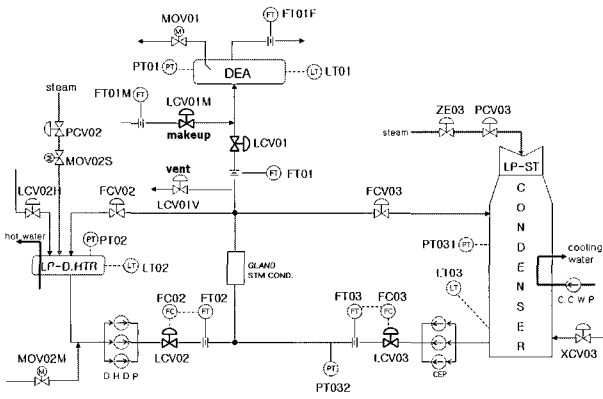


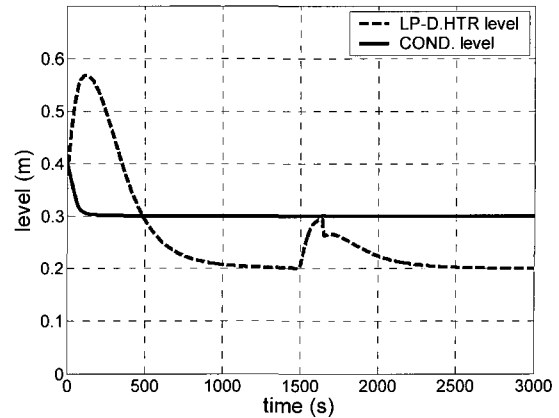
그림 1. 응축수 순환 공정의 공정흐름도.
Fig. 1. Process flow diagram of the concerned condensate recycle process.

CONDENSER에서는 저압스팀 터빈을 거친 스팀이 냉각수와 열교환으로 응축되며, DEA는 이들 응축수를 다시 모아 녹아있는 산소를 제거한 후 보일러에 공급하는 기능을 한다. 이 공정은 주로 계절적 요인에 따른 아파트 단지의 온수 요구량 변화에 따라 여러 운전모드로 운전된다. 운전모드에 따라 생산된 스팀이 모두 LP-D.HTR로 입력되기도 하며, CONDENSER와 LP-D.HTR에 각각 50:50 정도의 비율로 분할되어 입력되기도 한다. 이후 스팀은 열교환되어 응축수로 변환되고, 각 탱크 출구부의 제어밸브를 거쳐 DEA로 회수된다. 보충수와 분출수가 없는 정상적인 경우, CONDENSER와 LP-D.HTR 배출유량의 합은 DEA로의 입력유량과 일치되는 구조를 갖는다. 현재, 운전모드 5에서 세 개 탱크의 액위를 모두 제어하는데, 이 때 세 개의 PI 제어기가 이러한 중속성을 고려하지 않고 각각 독립적으로 이들 세 유량을 조작하도록 구성되어 있어 상호간섭에 의한 문제를 가지고 있다. 이 문제를 해결하기 위하여 보충수와 분출수 조작을 함께 수행하고 있다.

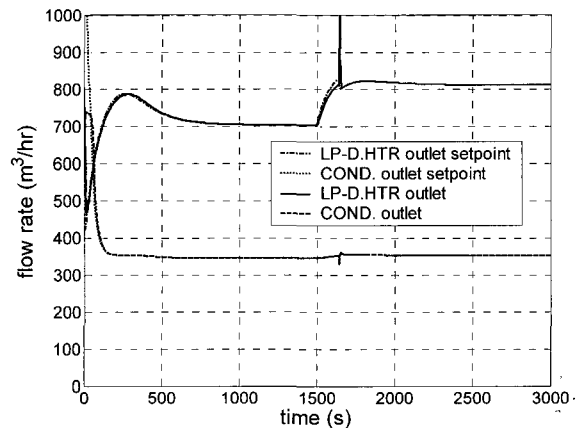
또한 LP-D.HTR은 응축수 저장용량이 작아 적은 스팀공급량, 온수유량 등의 작은 변화에도 쉽게 액위가 흔들리고 불안정해지는 어려움이 있다. 액위의 변화는 열교환 면적에 다시 영향을 주어 온수 공정의 안정적 운영에 장애를 준다. 이러한 문제점은 생산된 스팀이 모두 LP-D.HTR로 입력되는 운전모드 1에서 두드러진다.

III. 공정 모사기

열병합 발전소의 응축수 순환 공정은 일반 화학공정과 달리 계절과 상황에 따라 운전모드가 바뀌며 운전점이 크게 달라지는 문제를 가진다. 이 때문에 모델인식에 의해 모델예측 제어 설계에 필요한 대상공정을 구성하는 일이 어려울 뿐 아니라, 설계된 모델예측제어기가 다양한 운전모드에서 모두 옹골게 작동하는지도 시험하기가 어렵다. 이 문제를 극복하기 위하여 또한 개발된 제어기를 수치모사를 통해 시험하고 검증하기 위하여 해당 액위공정의 공정 모사기를 개발하였다. 다행히 액위공정은 동특성이 비교적 단순하여 정확한 수학적 모델링이 가능하므로, 발전소로부터 취득한 자료를 바탕으로 물질수지식과 배관에서의 압력강하식을 이용하여 모사



(a) Tank levels



(b) Outlet flow rates

그림 2. LP-D.HTR로의 입력유량(외란) 증가에 대한 닫힌 루프의 응답.

Fig. 2. Closed-loop response against an increase in LP-D.HTR stream inlet flow (disturbance).

기를 개발하였다. 이 모사기에 대상공정의 다양한 외란 및 모드변화 시나리오와 공정특성으로 인한 액위의 역응답 현상도 반영하였으며, 대상공정 운전데이터와도 잘 부합하도록 파라미터를 조율하였다.

이 모사기에는 CONDENSER와 LP-D.HTR의 출구로부터 DEA입구에 걸쳐 있는 모든 밸브의 개도를 입력변수로, CONDENSER와 LP-D.HTR로 유입되는 모든 스팀의 유량, DEA출구의 보일러 급수 유량, 그리고 LP-D.HTR에서의 열교환 온수량을 외란으로, 세 탱크의 액위가 출력변수가 되도록 구성되었다.

그림 2에 이 모사기에 기존 제어루프 구성 상황과 동일하게 LP-D.HTR, CONDENSER에 대해 로컬 PI 제어기를 구성하여, 이로 인해 나타날 수 있는 상호간섭 현상을 나타내었다.

시간이 1500s인 지점에서 LP-D.HTR탱크로 유입되는 스팀의 양을 증가시키자 탱크 액위가 상승하고, 이에 따라 출구의 로컬제어기가 배출유량을 늘리게 된다. 배출유량이 증가하여 어느 일정 기준 이상이 되면, DHDP의 펌프가 추가로 가동되며 순간적으로 LP-D.HTR의 출구 유량이 급상승하게 된다. 이에 따라 CONDENSER출구 흐름과 만나는 지점에

서의 압력이 상승하여, CONDENSER의 출구 유량이 일시적으로 감소하는 상호간섭 현상을 확인 할 수 있다.

IV. 모델예측제어기 설계

1. 기본 구조와 동적 최적화

제어 대상공정의 상황은 수시로 달라질 수 있다. 공정용 다변수 제어기는 이러한 상황하에서도 안정적으로 그 기능을 지속할 수 있어야 하기 때문에 해당 제어이론에 따른 계산만을 수행하는 것만으로는 부족하다. 본 연구에서는 기존의 DMCplus, RMPCT와 같은 상업용 모델예측제어 패키지의 기능을 참조하여, 먼저 매 샘플링 시점마다 다음의 항목들을 순차적으로 계산하도록 모델예측제어기를 설계하였다.

- 단계 1: 피제어 변수값 측정.
- 단계 2: 피제어 변수들의 측정가능 여부와 조작변수들의 수동전환 여부를 파악하여 제어 대상공정 결정.
- 단계 3: 단계 2에서 결정된 대상공정의 정상상태 이득행렬을 특이값 분해하여 condition number를 파악. 이 수치가 문턱값을 넘지 않을 때까지 우선순위가 낮은 피제어변수를 제어대상에서 순서대로 제외하며 condition number를 다시 계산하여 제어 대상공정을 확정.
- 단계 4: 상태공간 모델을 통하여 출력 예측기를 구성하고, 출력 예측 오차와 입력 변화량을 최소화하는 미래의 입력 신호 변화량 계산.
- 단계 5: 이 중 첫 번째 입력을 공정에 적용하고 다음 샘플링 시점에서 동일한 계산을 반복.

다변수 공정에서 종종 공정의 출력이 일부 방향에 대해 매우 작은 이득을 갖게 되어 해당 방향으로 출력을 움직이기 위해서는 상당한 크기의 입력을 가하는 것이 필요하다. 단계 3은 이로 인해 발생하는 불필요한 비용과 제어 성능이 저하되는 문제를 피하기 위한 것이다. 이와 같은 방향성의 문제는 특이값 분해에 의해 판별할 수 있다.

한편 단계 4가 모델예측제어의 핵심인 동적 최적화 단계로 아래 식과 같이 출력 예측기는 상태공간 모델을 근거로 구성하고, Kalman 필터로 상태를 추정하며, 2차 비용함수를 최소화하도록 구성하였다.

$$\min_{\Delta u(\bullet)} \frac{1}{2} \left\{ \sum_{k=1}^p \|y(t+k) - y(t+k|t)\|_Q^2 + \sum_{i=0}^{m-1} \|\Delta u(t+i)\|_R^2 + \|\gamma\|_S^2 \right\} \quad (1)$$

subject to
linear constraints on $y(t+k|t)$, $u(t+k)$, and $\Delta u(t+k)$,
 $y(t+k|t) = Mx(t|t) + L_0\Delta u(t) \dots + L_{k-1}\Delta u(t+k-1)$

(1)에서 $y(t+k|t)$ 는 $y(t)$ 측정치에 근거한 $t+k$ 시점에서의 최적 출력 예측치이며, $x(t|t)$ 는 t 시점에서의 $y(t)$ 측정치에 근거한 상태변수 $x(t)$ 의 최적 추정치이다. $x(t|t)$ 는 Kalman 필터에 의해 계산된다. 한편, $\Delta u(t) = u(t) - u(t-1)$, $\|x\|_Q^2 = x^T Q x$ 이다.

변수에 대한 제약조건은 선형 부등식 제약조건만을 고려하였다. 이 때 외란의 영향에 따라 제약조건이 실행불가능해지는 것을 피하기 위하여 $y(t+k|t)$ 의 상한, 하한 값은

slack 변수 γ 를 도입하여 완화될 수 있도록 하였으며, 이 slack 변수를 가능한 한 작게 유지하기 위하여 2차항 $\|\gamma\|_S^2$ 을 목적함수에 추가하였다[13].

2. 부가 기능

위의 기본구조 외에 다음의 부가 기능들을 보강하여 (1)의 구조를 변형하였으며, 응축수 순환 공정에서 최적의 성능을 나타낼 수 있도록 하였다.

2.1 외란의 선행 보상 (feedforward compensation)

대상 액위공정에는 외란으로 작용하는 약 20개의 유량들이 있다. 이들을 모델예측제어기의 예측모델에 반영하여 선행 보상하면 제어 성능을 크게 향상시킬 수 있다. 하지만 실제 유량 측정이 가능한 것은 제한되어 있으며, 나머지는 단지 밸브의 개폐여부, 혹은 밸브 위치만을 알 수 있을 뿐이다. 본 연구에서는 이러한 정보를 공정 모사기에 연결하여 유량을 추정케 한 후 선행보상을 할 수 있는 기능을 모델예측제어기에 부여하여 제어 성능이 향상되도록 하였다.

2.2 입력 Blocking

모델예측제어의 출력예측기능은 많은 계산을 요구한다. 이를 개선하기 위하여 입력 Blocking 기법을 적용하였다. 이 기법은 제어지평을 소수의 몇 구간으로 나눈 후 각 구간에서 일정하게 유지되는 입력 신호를 구함으로써 결정할 변수의 수를 줄이는 방법이다[14]. 본 연구에서는 미래의 입력신호 변화를 다음의 식으로 제한하였다.

$$\Delta u(t) = b_1, \Delta u(t+m_2) = b_2, \dots, \Delta u(t+m_n) = b_n, n \ll m \quad (2)$$

$$\Delta u(t+i) = 0 \text{ for remaining } i \text{ in the control horizon}$$

이러한 방법으로 최적화로 결정될 변수는 b_i 로 줄어들게 된다. 이 과정을 통해서 모델예측제어기 내에서 다루는 행렬의 차수가 줄어들어 계산량이 감소되고, 모델 오차에 대한 강인성이 증진되도록 하였다.

2.3 Interior Point Method을 이용한 동적 최적화

(1)은 선형 부등식 제약조건 하에서 이차 목적함수를 최소화하는 QP (Quadratic Programming) 문제이다. 이 최적화 문제는 유일한 최소값이 보장되며 수치적으로 안정하게 해를 줄 수 있지만 계산량이 적은 것은 아니다. 본 연구에서는 계산량을 줄이고 수치적 안정성을 향상시키기 위해 interior point method을 이용하여, QP 문제를 제약조건이 없는 최적화 문제로 변환한 후 근사해를 구하는 방법을 도입하였다[15,16].

2.4 출력 외란 모델

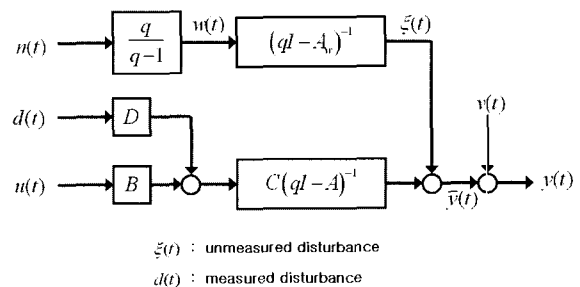


그림 3. 출력외란 모델 구조.
Fig. 3. Output disturbance model structure.

모델 오차, 측정되지 않은 외란의 영향 등은 피드백 제어가 감당하는 부분이지만, 제어 성능을 향상시키고 또 간편한 제어기 조율방안 개발을 위하여, 이들 영향을 그림 3과 같이 각각의 출력에 독립적으로 가입되는 출력 외란 $\xi(t)$ 로 표현하였다. 이 때 $\xi(t)$ 는 백색잡음 $n(t)$ 가 적분된 후 1차 저대역 필터로 필터된 first-order filtered and integrated white noise로 가정하였다. 이 외란 모델은 실제 공정에서 발생하는 외란의 추계적 성격을 잘 반영하는 것으로 알려져 있다[17]. 그림 3에서 A_w 는 $|a_i| < 1$ 를 요소로 갖는 대각행렬이다.

2.5 간편한 제어기 조율 방법

다변수인 모델예측제어기를 간편하게 조율할 수 있도록 적절한 조율 파라미터를 개발하는 것은 사용자의 입장에서 매우 중요한 문제이다. 모델예측제어기는 일종의 최적제어기라 할 수 있으며, LQ 최적제어기가 Kalman 필터와 서로 dual 관계에 있음은 잘 알려진 사실이다[18]. 본 연구에서는 이 사실을 모델예측제어기에 인용하여 Kalman 필터를 이용한 제어기 조율 방법을 취하기로 하였다. 제어기 목적함수의 가중행렬인 Q, R 로 조율하는 것은 입력이 제약조건 내에 있을 때에만 의미가 있는 것이며 제약조건에 걸리면 그 의미를 잃는다. 여기에 반하여 Kalman 필터는 제약조건에 영향을 받지 않으므로 상시 조율 기능을 발휘하는 장점이 있다. Lee (1996)는 이 개념을 그림 3의 출력외란 모델에 적용하여 매우 간단하고 편리한 제어기 조율 방법을 개발하였으며[19,20], 본 연구에서는 이 방법을 도입하였다.

그림 3의 출력외란 모델을 포함한 공정의 상태공간 모델을 시간에 대해 차분을 취하여 $\Delta u(t)$ 와 $\Delta y(t)$ 사이의 식으로 정리하면 다음과 같다.

$$\begin{bmatrix} \Delta x(t+1) \\ \Delta \xi(t+1) \\ \bar{y}(t+1) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & 0 & 0 \\ 0 & A_w & 0 \\ CA & A_w & I \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta x(t) \\ \Delta \xi(t) \\ \bar{y}(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ 0 \\ CB \end{bmatrix} \Delta u(t) + \begin{bmatrix} D \\ 0 \\ CD \end{bmatrix} \Delta d(t) + \begin{bmatrix} 0 \\ I \\ I \end{bmatrix} n(t), \quad y(t) = \begin{bmatrix} 0 & 0 & I \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta x(t) \\ \Delta \xi(t) \\ \bar{y}(t) \end{bmatrix} + v(t) \quad (3)$$

여기서 (A, B, C, D) 는 그림 3에서 정의된 공정의 시스템 행렬이며, $n(t)$ 와 $v(t)$ 는 각각 평균이 0인 백색잡음이다. 이 모델에 Kalman 필터를 적용하였을 때에, 얻어지는 Kalman Gain은 다음과 같다.

$$\bar{K} = \begin{bmatrix} 0 \\ F_a \\ F_b \end{bmatrix}, \quad F_a = \text{diag}\{f_{a1}, \dots, f_{a_{n_y}}\}, \quad F_b = \text{diag}\{f_{b1}, \dots, f_{b_{n_y}}\} \quad (4)$$

$$f_{b_i} \approx f_{a_i} / (1 + a_i - a_i f_{a_i}), \quad 0 \leq f_{a_i} \leq 1$$

여기서 $f_{a_i}, \dots, f_{a_{n_y}}$ 는 각각 출력과 관계된 조율 파라미터이며, 0에서 1사이의 값을 갖는다. 결국 각각의 출력력을 0에서 1사이에서 변하는 하나의 조율 파라미터 f_{a_i} 로 조절할 수 있게 된 것이다. f_{a_i} 가 0에 가까우면 Kalman 필터는 출력 측정값에 대한 신뢰를 낮추고 공정모델에 의존하여 상태를 추정하며, 1에 가까운 값을 주면 측정값을 전적으로 신뢰하

여 상태를 추정한다. 결국 $f_{a_i} \rightarrow 0$ 은 느슨한 조율, $f_{a_i} \rightarrow 1$ 은 엄격한 조율 효과를 준다.

그림 4에서 f_{a_i} 를 이용한 조율 성능을 2X2 공정에 적용하여 그 결과를 나타내었다. 제어 대상공정의 전달함수는 (5)와 같으며, 모델 오차는 없다고 가정하였다. 그리고 두 개의 출력에 측정잡음이 입력된다고 가정하였다.

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.1406s + 0.0018}{s^2 + 0.254s + 0.02} & \frac{0.2664s + 0.0082}{s^2 + 0.254s + 0.02} \\ \frac{0.0015s + 0.0014}{s^2 + 0.254s + 0.02} & \frac{-0.009s - 0.0001}{s^2 + 0.254s + 0.02} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} \quad (5)$$

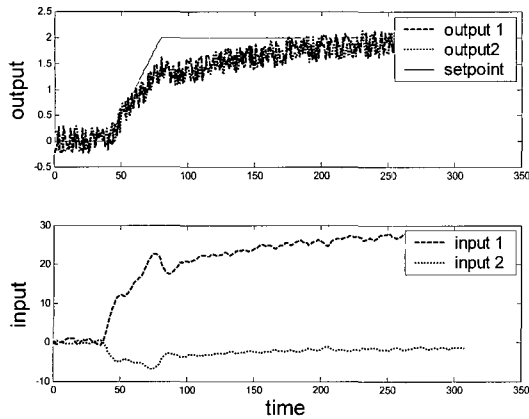
제어기는 샘플링 주기 0.2로 동작하도록 하였다. f_{a_i} 가 1에 가까운 값을 가지면, 제어기 목적함수의 가중행렬의 비는 Q/R 을 무한대로 조율한 것과 유사한 조율 성능을 준다. 반대로 f_{a_i} 을 0에 근접한 값으로 조율하면, Q/R 이 0이 되도록 조율한 것과 같은 조율 성능을 준다.

3. 모델예측제어기의 설치와 제어기용 공정모델

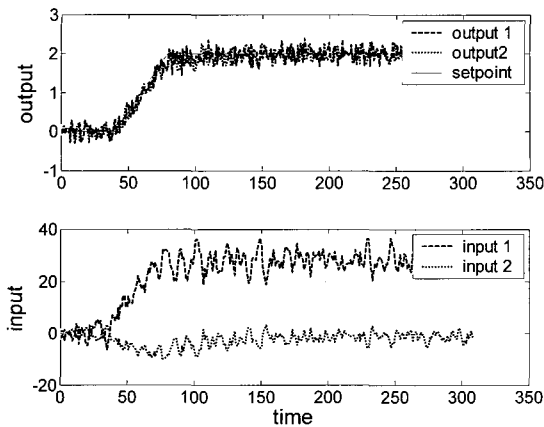
응축수 순환 공정에 대해 설계된 모델예측제어기는 3개의 제어신호를 출력하도록 하였다. 이 중 두 개는 PI 제어기로 구성된 유량제어기 FC02, FC03에 설정치로, 나머지 하나는 제어밸브 LCV01M의 밸브 위치로 출력하였다. 이것은 DCS에 설치된 DEA 액위 제어로직이 유량 제어루프를 구성하지 않는 복잡한 룰로 되어 있어 모델예측제어기와 DCS사이의 운전전환시 문제가 생기지 않게 하기 위해서이다. 따라서 제어 대상공정은 3개의 입력, 3개의 탱크 액위로 이루어진 출력(LT01, LT02, LT03), 그리고 약 20개의 측정가능 외란(FT01F, LCV01V, PT01, PT02, PT031, MOV01, MOV02M, XCV03, FCV02, FCV03, 온수부하 등)으로 구성된다. 한편, DEA 보충수 사용으로 인해 초래되는 불필요한 비용을 최소화하기 위하여, 보충수 제어밸브 위치를 공정입력으로 사용함과 동시에 출력으로 취하고 그 설정치를 0으로 하였다. LCV01 제어밸브는 DEA로 들어오는 입구 흐름의 유량을 조절함으로써 DEA의 액위를 제어할 수 있지만, 배관 구조상 발생할 수 있는 상호간섭의 영향을 최소화하기 위해 이를 합리적인 일정한 값으로 고정시켰다.

모델예측제어기 설계를 위한 선형공정모델은 각 탱크 주변의 물질수지를 통해서 수립하였다. 이 때, LP-D.HTR와 DEA의 하부가 원통형 탱크로 비선형공정이며, 운전조건에 따라 선형화 모델을 생성하도록 함으로써 형상으로 인한 비선형성을 극복할 수 있도록 하였다. LCV01M 밸브 위치와 유량 사이의 관계도 비선형 물리모델로부터 운전조건에 따른 선형화 모델을 생성하도록 하였다. 또한 보충수와 계통수간의 큰 온도차이로 인해 발생하는 역응답 현상을 모델에 반영하였다. 역응답 현상을 표현하는 영의 위치는 공정응답으로부터 계산하였다.

운전모드 1, 5에 대한 입력과 출력 사이의 전달함수는 각각 (6), (7)과 같다. 운전모드에 따라 LP-D.HTR과 CONDENSER로 스팀이 분할되는 비율이 달라지기 때문에, 공정모델 또한 달라지게 된다. (6), (7)의 전달함수는 이산시간 상태공간 모델로 변환되어 모델예측제어기에 적용된다. 이 때, 샘플링 시



(a) K=0.05 (loose tuning)



(b) K=0.8 (tight tuning)

그림 4. (5)의 공정에 대한 설계된 MPC의 제어성능 비교.
Fig. 4. Comparison of designed MPC performance with the process in Eq. (5) for two different tuning cases.

간은 1초로 하였다.

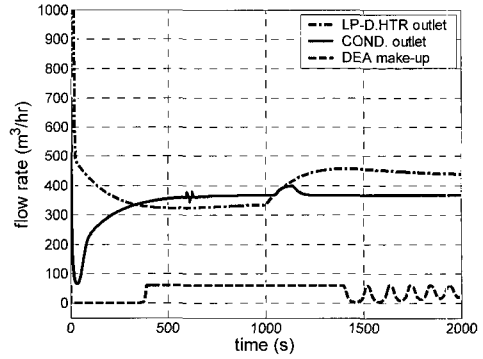
$$\begin{bmatrix} L_1 \\ L_2 \\ y_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11}/s & a_{13}(1-b_{13}s)/s(\tau_{13}s+1) \\ -a_{21}/s & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_3 \end{bmatrix} \quad (6)$$

$$\begin{bmatrix} L_1 \\ L_2 \\ L_3 \\ y_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11}/s & a_{12}/s & a_{13}(1-b_{13}s)/s(\tau_{13}s+1) \\ -a_{21}/s & 0 & 0 \\ 0 & -a_{32}/s & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix} \quad (7)$$

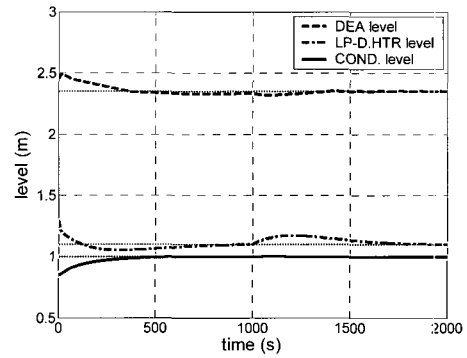
여기서 L_1, L_2, L_3 는 각각 DEA, LP-D.HTR, CONDENSER의 액위를 나타내며, u_1, u_2, u_3 는 각각 FC02, FC03의 설정값 그리고 LCV01M 밸브 위치를 나타낸다. y_4 는 u_3 과 동일하며 보충수의 유량을 가능한 한 작게 유지하기 위하여 입력변수인 동시에 출력변수로 취한 것이다. (6), (7)의 파라미터들은 실제 공정 운전데이터와 잘 부합하도록 하는 조율 과정을 거쳐 결정된다.

V. 결과 및 토의

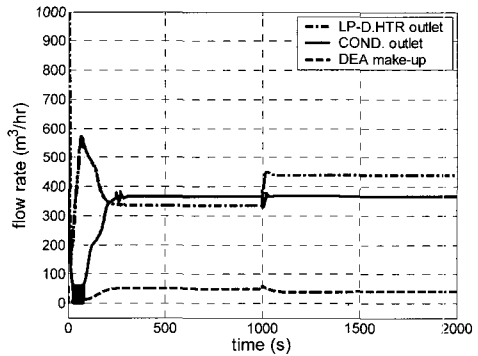
본 연구에서는 다양한 외란과 모드 변화 시나리오 하에서



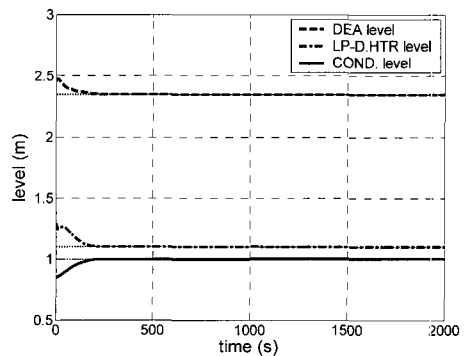
(a) Outlet flow rates



(b) Tank levels under PI control



(c) Outlet flow rates



(d) Tank levels under MPC

그림 5. LP-D.HTR로의 스팀 유입량 증가에 대한 닫힌 루프의 응답 비교.

Fig. 5. Comparison of closed-loop response against an increase in LP-D.HTR inlet steam flow rate.

수치공정을 이용한 성능평가를 통해, 설계된 모델예측제어기가 기존의 PI 제어기보다 열병합 발전소의 응축수 순환 공정에 대해 상호간섭을 최소화하고 외란을 잘 억제하는 것을 확인하였다.

그림 5에 DEA, LP-D.HTR, CONDENSER 세 개 탱크의 액위를 로컬한 PI 제어루프를 구성하여 제어할 때와 모델예측제어기를 이용하여 제어할 때의 결과를 나타내었다. 공정모사기에는 발전소로부터 취득한 다양한 외란의 자동 동작조건이 반영되어 있다.

DEA, LP-D.HTR, CONDENSER의 초기 액위는 각각 2.45m, 1.3m, 0.85m이며, 탱크의 액위 설정치는 각각 2.35m, 1.1m, 1m 라고 가정하였다. LP-D.HTR, CONDENSER로 유입되는 스팀 및 응축수의 유량은 각각 320m³/hr, 360m³/hr로 가정하였다. 시간이 1000s인 지점에서 LP-D.HTR로 유입되는 스팀의 양을 420m³/hr로 증가시키자 출구부의 제어기가 액위를 제어하기 위해 밸브를 열고 배출유량을 늘리게 된다. 이 때, 모델예측제어기는 외란으로 작용하는 다른 많은 흐름 및 밸브의 동작조건이 선행신호로 반영되어 있기 때문에 외란의 변화에 대해 탱크 액위를 빠르게 안정시키는 반면, 기존의 PI 제어기는 상호간섭 및 외란 변화에 효율적으로 대처하지 못하는 것을 볼 수 있다.

VI. 결론

본 논문에서는 기존의 DMCplus, RMPCT와 같은 상업용 모델예측제어기의 기능을 참조하여, 열병합 발전소의 응축수 순환 공정에 적합한 모델예측제어기를 설계하였다. 이후 대상공정의 모사기를 개발하여, 공정을 분석하고 모델예측제어기에 탑재할 선형 모델을 유도하였다. 공정모사기를 통한 제어 성능 검증과정을 통해, 모델예측제어기가 기존의 PI 제어기보다 우수한 제어 성능을 나타냄을 확인하였다.

설계된 모델예측제어기는 경기도 일산의 동서발전소에 적용되어 운영될 예정이다.

참고문헌

- [1] S. J. Qin and T. A. Badgwell, "A survey of industrial model predictive control technology," *Control Engineering Practice*, vol. 11, pp. 733-764, 2003.
- [2] K. Kawai, Y. Takizawa, and S. Watanabe, "Advanced automation for power-generation plants-past, present and future," *Control Engineering Practice*, vol. 7, pp. 1405-1411, 1999.
- [3] A. S. Lopez, G. A. Figueroa, and A. V. Ramirez, "Advanced control algorithms for steam temperature regulation of thermal power plants," *Electrical Power and Energy Systems*, vol. 26, pp. 779-785, 2004.
- [4] F. Jurado and J. Carpio, "Improving distribution system stability by predictive control of gas turbines," *Energy Conservation and Management*, vol. 47, pp. 2961-2973, 2006.
- [5] S. Lu and B. W. Hogg, "Predictive co-ordinated control for power-plant steam pressure and power output," *Control Engineering Practice*, vol. 5, no. 1, pp. 79-84, 1997.
- [6] W. K. Son, O. K. Kwon, and M. E. Lee, "Fault tolerant model based predictive control with application to boiler systems," *Proceeding of IFAC safecontrol '97*, Hull, United Kingdom, pp. 1240-1245, 1997.
- [7] Y. Majanne, "Model predictive pressure control of steam networks," *Control Engineering Practice*, vol. 13, pp. 1499-1505, 2005.
- [8] B. W. Hogg and N. M. El-Rabaie, "Generalized predictive control of steam pressure in a drum boiler," *IEEE Transactions on Energy Conversion*, vol. 5, no. 3, pp. 485-492, 1990.
- [9] A. D. Marco and G. Poncia, "A model of combustion chambers, including nitrogen oxide generation, in thermal power plants," *Control Engineering Practice*, vol. 7, pp. 483-492, 1999.
- [10] J. Y. Shin, Y. J. Jeon, D. J. Maeng, J. S. Kim, and S. T. Ro, "Analysis of the dynamic characteristics of a combined-cycle power plant," *Energy*, vol. 27, pp. 1085-1098, 2002.
- [11] 문채주, 최종재, "전력플랜트에 대한 현대 제어 이론 적용(I)," *전력기술 통권 4호, 제2권 1집*, pp. 68-75, 1991.
- [12] R. N. Silva, P. O. Shirley, J. M. Lemos, and A. C. Goncalves, "Adaptive regulation of superheated steam temperature : A case study in an industrial boiler," *Control Engineering Practice*, vol. 8, pp. 1404-1415, 2000.
- [13] E. Zafiriou and H. W. Chiou, "Output constraint softening for SISO model predictive control," *Proceeding of ACC*, San Francisco, California, pp. 372-376, June 1993.
- [14] 김상훈, 문혜진, 이광순, "펄스응답 순환행렬의 특이치 분해를 이용한 강인한 차수감소 모델예측제어기의 설계," *제어·자동화·시스템공학 논문지, 제4권, 제4호*, pp. 413-419, 1998.
- [15] Boyd, P. Stephen and Vandenberghe, Lieven, *Convex Optimization*, Cambridge, 2004.
- [16] A. G. Wills and W. P. Heath, "Barrier function based model predictive control," *Automatica*, vol. 40, pp. 1415-1422, 2004.
- [17] C. E. Garcia and A. M. Morshedi, "Quadratic Programming Solution of Dynamic Matrix Control (QDMC)," *Chemical Engineering Communications*, vol. 46, pp. 73-87, 1984.
- [18] M. S. Grewal and A. P. Andrews, *Kalman Filtering Theory and Practice*, PrenticeHall, 1993.
- [19] J. H. Lee, "Model predictive control," *CRC Industrial Electronics Handbook*, pp. 515-521, 1996.
- [20] J. H. Lee, M. Morari, and C. E. Garcia, "State-space interpretation of model predictive control," *Automatica*, vol. 30, pp. 707-717, 1994.



원 왕 연

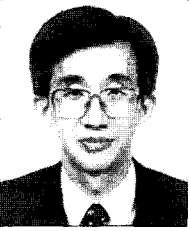
2005년 서강대학교 화학공학과 졸업. 2005년~현재 서강대학교 대학원 화공생명공학과 석사과정 재학중. 관심분야는 모델예측제어, 최적화, 시스템 모델인식.



이 광 순

1955년 3월 23일생. 1977년 서울대학교 화학공학과(공학사). 1979년 한국과학기술원 화학공학과(공학석사). 1983년 한국과학기술원 화학공학과(공학박사). 1983년~현재 서강대학교 화공생명공학과 교수. 관심분야는 회분공정제어, 모델예측제어, 시스템 모델인식.

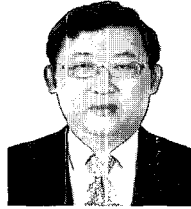
시스템 모델인식.



이 봉 국

1958년 8월 26일생. 1983년 인하대학교 전기공학과(공학사). 1986년 인하대학교 전기공학과(공학석사). 1993년 인하대학교 전기공학과(공학박사). 1986년~현재 LS산전 연구소 책임 연구원. 관심분야는 공정제어, 지능형 제어 시스템, 실시간 및 분산 제어 시스템.

간 및 분산 제어 시스템.



이 승 주

1963년 9월 30일생. 1987년 한양대학교 전기공학과(공학사). 1989년 한양대학교 전기공학과(공학석사). 1992년~현재 LS산전 IT솔루션팀(책임 연구원보). 관심분야는 제어계측, 최적화 제어, 실시간 제어, 분산 제어, Fieldbus, PLC 통신.



이 석 영

1954년 7월 26일생. 1972년 천안공업고등학교 전기과 졸업. 1979년~현재 한국전력 및 동서발전주식회사의 일산복합화력발전소 및 당진화력본부 계측제어팀. 관심분야는 자동제어설비 안정성 증대, 최적 제어.