

석탄 가스화 복합 발전 플랜트의 분류층 가스화기 제어를 위한 선형 모델 예측 제어 기법

이효진 · 이재형[†]

한국과학기술원 생명화학공학과
305-701 대전 유성구 대학로 291
(2014년 3월 20일 접수, 2014년 5월 3일 수정본 접수, 2014년 5월 9일 채택)

Linear Model Predictive Control of an Entrained-flow Gasifier for an IGCC Power Plant

Hyojin Lee and Jay H. Lee[†]

Department of Biomolecular and Chemical Engineering, Korea Advanced Institute of Science and Technology,
291 Daehak-ro, Yuseong-gu, Daejeon 305-701, Korea

(Received 20 March 2014; Received in revised form 3 May 2014; accepted 9 May 2014)

요 약

석탄 가스화 복합 발전(coal-based IGCC power plant)에서 가스화기의 동적 상태와 성능이 플랜트 전체에 큰 영향을 미치므로, 가스화기가 문제 없이 운전 되도록 제어 하는 것은 전체 플랜트의 가동률을 높이는 데 있어 매우 중요한 일이라 할 수 있다. 가스화기의 안정적인 운전을 위해서는 고체 슬래그 층의 두께가 일정하게 유지되어야 하는데, 고체 슬래그 두께는 실시간 측정이 불가능하기 때문에 상태를 추정하여 추론 제어해야 한다. 본 연구에서는 Shell-type 가스화기의 동적 모사 모델을 개발하고 다변수 시스템의 추론 제어를 위한 방법으로 두 가지 선형 예측 제어 기법을 적용하여 그 특성을 분석하였다. 측정되지 않는 변수의 상태 추정을 위해 Kalman 필터 기법을 이용하였다. 측정 불가능한 1차 변수를 대신하여 측정 가능한 2차 변수를 제어하는 전통적인 추론 제어 기법으로는 외란의 종류에 따라 추론 제어가 불가능할 수 있음을 확인하였고, 측정되지 않는 슬래그 두께를 Kalman 필터 기법을 이용하여 추정하여 성능 예측에 반영하고 외란 모델을 사용하여 예측 제어하는 경우 두 가지 측정 불가능한 외란 모두에 대해 추론 제어가 가능함을 확인하였다.

Abstract – In the Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC), the stability of the gasifier has strong influences on the rest of the plant as it supplies the feed to the rest of the power generation system. In order to ensure a safe and stable operation of the entrained-flow gasifier and for protection of the gasifier wall from the high internal temperature, the solid slag layer thickness should be regulated tightly but its control is hampered by the lack of on-line measurement for it. In this study, a previously published dynamic simulation model of a Shell-type gasifier is reproduced and two different linear model predictive control strategies are simulated and compared for multivariable control of the entrained-flow gasifier. The first approach is to control a measured secondary variable as a surrogate to the unmeasured slag thickness. The control results of this approach depended strongly on the unmeasured disturbance type. In other words, the slag thickness could not be controlled tightly for a certain type of unmeasured disturbance. The second approach is to estimate the unmeasured slag thickness through the Kalman filter and to use the estimate to predict and control the slag thickness directly. Using the second approach, the slag thickness could be controlled well regardless of the type of unmeasured disturbances.

Key words: IGCC, Gasifier, Slag, MPC, Inferential Control

1. 서 론

가스화 복합 발전 플랜트(Integrated Gasification Combined Cycle Power Plant; IGCC power plant)는 가스화 시스템과 복합 화력 발전 시스템이 혼합된 형태로, 고체 연료를 가스화시켜 합성가스(Synthesis

gas)를 생성하고, 이를 연료로 복합 화력 발전 시스템의 가스터빈을 기동하는 방식의 발전 플랜트이다(Fig. 1). 전세계적으로 20여 개의 IGCC 플랜트가 운전 중에 있으며, 그 중 석탄을 원료로 하는 석탄 가스화 복합 발전(Coal-based IGCC) 플랜트는 미국의 262MW Wabash IGCC 플랜트, 네덜란드의 253MW Buggenum IGCC 플랜트 등 4기가 운전 중에 있다[1]. 우리나라에서는 300MW급 태안 IGCC 실증 플랜트가 현재 건설 중에 있으며, 2016년 준공을 목표로 하고 있다[2]. 정부에서 2013년에 발표한 제6차 전력수급기본계획에 따르면, 300MW급 IGCC 발전소를 4기 더 건설하여 2027년에는 IGCC 플랜트의 설비를 1500MW까지 늘릴 계획이다[3]. 본 연구에서는 태안

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: jayhlee@kaist.ac.kr

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

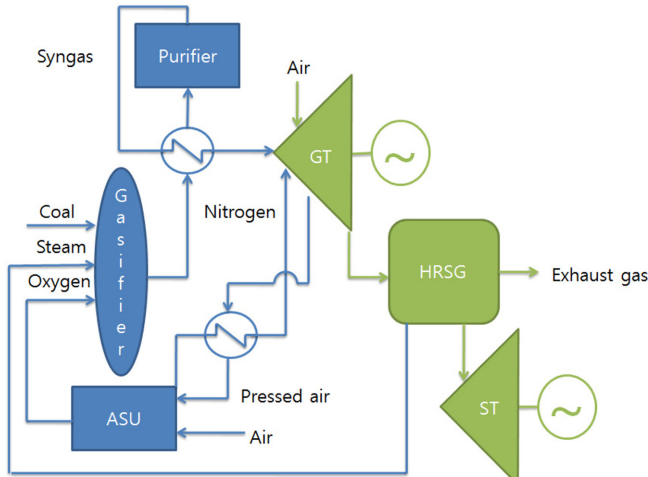


Fig. 1. IGCC power plant configuration.

IGCC 플랜트에서 채택한 Shell-type 가스화기를 대상으로 제어 연구를 수행하였다.

석탄 가스화 복합 발전은 석탄을 가스화하여 복합화력발전함으로써 값싼 석탄 연료를 사용하여 고효율로 전기를 생산한다는 장점을 가질 뿐만 아니라, NO_x, SO_x 등의 대기오염 물질의 발생량이 작고 연소 전에 이산화탄소 등의 환경 오염 물질의 제거가 가능하여 친환경적이며, 또한 석탄 이외의 바이오매스나 석유코크스(Petcoke) 등을 연료로 사용할 수 있고, 전기를 생산함과 동시에 수소와 같은 화학 물질을 생산(Polygeneration)할 수 있다는 장점이 있다. 이러한 다양한 장점을 가진 가스화 복합 발전 플랜트를 상용화 시키는 데 있어 가장 어려운 점은 높은 초기 투자 비용과 낮은 가동률(Availability)이다. 특히 새롭게 가동을 시작한 IGCC 플랜트는 초기 3~5년 동안 가동률이 80% 이하로 낮고, 수년간의 운전경험이 쌓인 뒤에 90% 정도의 가동률을 보인 것으로 나타났다[4]. 이는 석탄 가스화 복합 발전 시스템을 이루는 두 가지 핵심 기술, 즉 가스화 기술과 복합 화력 발전 기술을 하나로 통합(integration)하여 설계 및 운전 하는 데서 발생하는 어려움의 문제로 해석된다. 특히, 두 공정 모두 수십 년 동안 전세계에서 사용되어 설계 및 플랜트의 운전 기술이 충분하지만, 두 공정을 연동시켜 운전해 온 경험이 부족하여 발생하는 문제가 많다. 일례로 화학 산업에서 사용되는 가스화기는 대부분의 시간 동안 정상상태에서 운전되고 이따금 예정된 유지보수를 위해 가동 중지시키는 것이 일반적인 반면, 발전 플랜트는 전력 요구량에 따라 부하 조절 및 가동중지가 빈번히 일어난다. 따라서 IGCC 플랜트의 가스화기는 더욱 빈번한 부하 변화(load change)와 빠른 가동 및 정지(startup/shutdown)가 요구되며, 이는 더욱 다양한 플랜트 운전 경험과 고도화된 제어 기술을 필요로 한다. 미국의 Wabash IGCC와 Tampa IGCC 플랜트와 같이 석탄을 원료로 하며 분류층 가스화기(entrained-bed gasifier)를 사용하는 경우, 가스화 블록이 복합 화력 발전 블록보다 낮은 가동률을 보이는 것으로 알려졌는데 주로 짧은 연료 주입기 수명, 내화재 손상, 합성 가스 냉각장치 파울링(fouling) 등의 문제가 큰 것으로 보고되었다[5]. 따라서 플랜트 전체 가동률을 높이기 위해서는 플랜트 운전 및 제어 기술의 향상이 필요하며, 특히 석탄 IGCC 플랜트의 경우 가스화 블록의 가동률을 높이는 것이 중요하다.

석탄 가스화기의 경우 고정층(fixed-bed), 유동층(fluidized-bed), 분류층(entrained-bed) 가스화기의 3가지 형태가 있다. 이 중 분류층

가스화기는 미분탄과 산화제를 같은 방향으로 투입시키는 형태로, 운전온도가 1100~2000 °C로 높아 가스화기 내의 석탄 체류 시간이 수 초 정도로 매우 짧고 대용량화에 적합하여 IGCC 플랜트에 가장 많이 사용되고 있는 타입이다. 분류층 가스화기의 높은 운전 온도는 전환율을 높이기 위한 목적과 석탄 회(Ash)의 용융점 보다 높은 온도에서 운전하기 위함인데, 이는 석탄 회가 용융된 슬래그의 형태로 가스화기 벽면을 타고 흘러내려 하부 탭으로 배출되는 슬래그(slugging)방식으로 연속 운전하기 위함이다.

가스화기 운전 시 운전 온도의 변동이 있으면 슬래그가 원활하지 않을 수 있는데, 특히 실제 플랜트 운전 시 가스화기 하부 탭에서 슬래그가 굳어 배출이 되지 않아 고장 정지를 일으키는 사례가 많은 것으로 보고되었다[2]. 가스화기 벽면을 타고 흘러 내리는 슬래그의 일부는 고체화되어 층을 이루는데, 이 고체 슬래그 층은 가스화기 내부의 높은 온도가 가스화기 벽면의 내화재에 미치는 열응력(thermal stress)을 줄여 내화재를 보호하는 역할을 한다. 만일 너무 많은 슬래그가 흘러내리면 많은 양의 슬래그가 탭을 막는 문제를 발생시킬 뿐만 아니라, 너무 얇아진 고체 슬래그가 가스화기 벽면의 내화재를 제대로 보호하지 못해 수명을 단축시키는 문제 또한 발생시킨다[2]. 따라서 일정 두께의 슬래그를 유지하는 것은 가스화기를 고장 정지 없이 운전하여 플랜트 전체의 가동률을 높이는 데 필수적이나 현 기술에서 슬래그의 두께를 실시간으로 측정하는 것은 불가능하여 슬래그 두께를 제어하는 데 어려움이 있다. 기존에 수행된 연구는 가스화기의 설계에 사용할 목적으로 슬래그의 거동을 해석하기 위한 모델링 연구가 주를 이루며[6-8], 안정적인 가스화기 운전을 위한 슬래그 두께 조절에 관한 제어 연구는 전무하다.

기존의 가스화기 제어 방식은 전통적인 단일입력 단일출력(Single-Input Single-Output) 루프 제어 방식으로, 주로 운전자의 경험에 의존한다. 가스화기의 경우 다변수 시스템으로 변수들의 상호 의존성이 높으며(highly-interrelated), 더욱이 IGCC 플랜트에서 사용되는 가스화기는 기존 화학 플랜트에서 사용되던 가스화기와는 달리 빠른 부하 추종 능력이 요구되므로, 기존의 제어 방식보다 향상된 성능을 가지는 고급 제어 기법의 도입이 필요한 상황이다. 모델 예측 제어(Model Predictive Control)는 공정 모델을 이용해 미래 출력치를 예측하고, 이를 최적화하는 제어 동작을 결정하는 제어 기법으로, 다변수 시스템에서 입출력 변수의 한정 조건을 동시에 다룰 수 있다. 모델 예측제어는 우수한 제어 성능으로 인해 화학 공정[9], 식품 공정, 자동차[10], 항공 산업에 널리 적용되어 왔다. 본 연구에서는 실시간 측정이 불가능한 고체 슬래그 두께를 포함하는 다변수 시스템인 가스화기의 제어를 위하여 모델 예측 제어 기법을 적용하여 그 제어 특성을 살펴보았다.

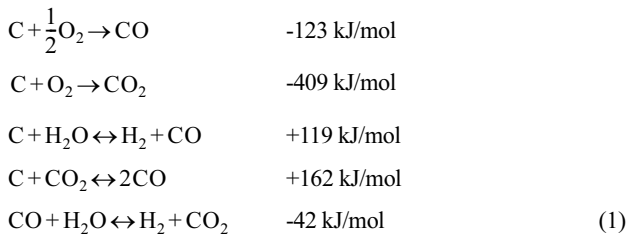
2. 배경지식

2-1. 가스화기 모사 모델

가스화기의 특성을 이해하기 위한 모사 연구가 학계에서 다양하게 진행되었다[11-20]. Wen과 Chung은 습식 슬러리 공급 타입의 분류층 석탄 가스화기의 정상 상태 모사 연구를 진행하였고[11], Valero와 Uson은 건식 공급 분류층 가스화기를 모사하여 석탄과 바이오매스를 섞은 혼합 연료를 사용하는 경우의 운전 특성을 분석하였다[12]. Govind와 Shah는 습식 슬러리 공급 타입의 분류층 석탄 가스화기의 수확 모델을 개발하여 가스화기 내의 온도 및 농도 구배

를 확인하였고[13], 이종원 등은 상용 모사기인 Aspen Plus를 이용하여 버너 타입과 산소 주입 각도가 분류층 가스화기의 성능에 미치는 영향을 분석하였다[14]. 하지만 이전에 수행된 연구는 대부분 정상 상태 모사로, IGCC 플랜트에서 사용되는 가스화기의 다양한 운전 조건 분석 및 제어 연구를 위해서는 동적 거동을 살펴볼 수 있는 동적 모사 연구가 필요하다. 선행된 동적 모사 연구 중 Robinson과 Luyben은 상용 모사기 Aspen Dynamics를 이용하여 습식 슬러리 공급 타입인 General Electric(GE)사의 가스화기를 모사하여 운전 특성을 분석하였으나, Pseudo coal을 이용하여 가스 상태의 물질의 반응만 다뤘고 char(char)의 반응과 슬래그의 거동 등 솔리드 상태의 물질은 모델에서 고려하지 않았다[15]. Watanabe와 Otaka는 공기를 산화제로 하는 가스화기의 수식 모델에 열분해(Pyrolysis), 솔리드 상태의 촉가 가스로 전환되는 반응, 가스 상태의 물질이 반응하여 합성가스를 생산하는 가스화 반응을 포함하였다[16]. Sun 등은 건식 공급 타입인 Shell사의 가스화기의 수화 모델을 개발하여 동적 거동을 분석하였는데, 가스상태의 평형을 기반으로 하는 가스화 모델과 가스화기 벽면에 부착되어 흘러내리는 슬래그의 두께를 계산하는 슬래그 모델로 구성되어 있다[17]. Monaghan 등은 네트워크 반응 모델(Reactor Network Model; RNM)을 이용하여 분류층 가스화기의 동적 차수 감소 모델 (dynamic reduced order models; dynamic ROM)을 개발하였다[18].

본 연구에서는 가스화기의 동특성을 파악하기에 충분하면서도 on-line 제어 시스템 적용에 문제가 없을 만큼 계산 부하량(computational load)이 크지 않은 모사 모델을 개발할 목적으로, Sun의 동적 모델을 가스화기의 제어 특성 연구에 활용하였다. 본 연구에서 사용된 Sun의 Shell 타입 가스화기 모델은 합성가스 모델과 슬래그 모델로 구성된다. 합성가스 모델은 아래의 수식 (1)의 반응을 포함하며 수식 (2)의 수성 가스 전환 반응(Water gas shift reaction)의 평형을 기반으로 한다.



$$K_e = \frac{[\text{CO}_2][\text{H}_2]}{[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]} = \exp\left(-3.689 + \frac{4019}{T_g}\right) \quad (2)$$

수식 (3)과 같이 각 원소의 물질 수지에 따라 생성물의 조성이 결정되는데, 가스화기로 유입되는 탄소의 99.5%가 가스로 전환된다고 가정하였으며, 황의 90%는 H₂S로 10%는 COS로 전환된다고 가정하였다.

$$\begin{aligned}
 2[\text{N}_2] &= [\text{N}] \\
 [\text{H}_2\text{S}] &= 0.9[\text{S}] \\
 [\text{COS}] &= 0.1[\text{S}] \\
 [\text{CO}] + [\text{CO}_2] &= 0.995[\text{C}] - [\text{COS}] \\
 [\text{H}_2] + [\text{H}_2\text{O}] &= 0.5[\text{H}] - [\text{H}_2\text{S}] \\
 [\text{CO}] + 2[\text{CO}_2] + [\text{H}_2\text{O}] &= [\text{O}] - [\text{COS}] \\
 \frac{[\text{CO}_2][\text{H}_2]}{[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]} &= K_e
 \end{aligned} \quad (3)$$

슬래그 모델은 용융 슬래그(fluid slag) 두께와 고체 슬래그(solid slag) 두께의 변화 및 에너지와 질량 수지 식으로 구성된다. 석탄 회(Ash)의 70%가 슬래그로 부착된다고 가정하였고, 용융 슬래그의 두께 변화는 질량 보존에 의해 수식 (4)와 같이 부착되는 슬래그의 질량 유량(m_{in})과 가스화기에서 배출되는 슬래그의 질량 유량(m_{ex})의 차와 고체 슬래그에서 용융 슬래그로 용해되는 질량 플럭스에 의해 표현된다.

$$\frac{d\delta_f}{dt} = \frac{1}{\rho_f} \left(\Phi_m + \frac{m_{in} - m_{ex}}{\pi DH} \right) \quad (4)$$

Newtonian fluid를 가정하고 acceleration term을 무시하면 Navier-stokes 식은 수식 (5)와 같고

$$\frac{d^2 v}{dx^2} = -\frac{\rho_f g}{\eta} \quad (5)$$

점도를 수식 (6)과 같이 근사하여 수식 (5)에 대입하면 수식 (7)이 된다.

$$\eta(x) = \eta(0) \exp\left(-\frac{\alpha x}{\delta_f}\right), \text{ where } \alpha = -\ln\left(\frac{\eta(\delta_f)}{\eta(0)}\right) \quad (6)$$

$$\frac{d^2 v}{dx^2} = -\frac{\rho_f g}{\eta(0) \exp\left(-\frac{\alpha x}{\delta_f}\right)} \quad (7)$$

수식 (8)의 경계조건에서 가스와 슬래그의 마찰을 무시하면($\tau = 0$), 수식 (7)은 수식 (9)와 수식 (10)과 같이 적분될 수 있다.

$$\begin{aligned}
 \eta \frac{dv}{dx} &= \tau, \text{ when } x = 0 \\
 v &= 0, \text{ when } x = \delta_f
 \end{aligned} \quad (8)$$

$$v(x) = \frac{\rho_f g \delta_f^2}{\eta(0)} \left(\frac{x}{\alpha \delta_f} - \frac{1}{\alpha^2} \exp\left(\frac{\alpha x}{\delta_f}\right) + \frac{1}{\alpha^2} \exp(\alpha) - \frac{1}{\alpha} \right) \quad (9)$$

$$\begin{aligned}
 m_{ex} &= \int_0^{\delta_f} \pi D \delta_f v(x) dx \\
 &= \frac{\pi D \rho_f^2 g \delta_f^3}{\eta(0)} \left[e^{\alpha} \left(\frac{1}{\alpha^2} - \frac{1}{\alpha^3} \right) + \frac{1}{\alpha^3} - \frac{1}{2\alpha} \right]
 \end{aligned} \quad (10)$$

에너지 수지식 (11)에서 열용량이 일정하다고 가정하면 용융 슬래그의 표면 온도는 수식 (12)와 같이 표현된다.

$$\begin{aligned}
 \pi DH \left(\rho_f \delta_f c_{pf} \frac{d\bar{T}_f}{dt} + \rho_f \bar{h}_f \frac{d\delta_f}{dt} \right) &= \pi DH (q_g - q_l) \\
 -m_{in} h_{in} - m_{ex} h_{ex} + \pi DH \Phi_m h_m &
 \end{aligned} \quad (11)$$

$$\frac{dT_0}{dt} = \frac{q_g - q_f + c_{pf} \left[\frac{m_{in}}{A} (T_g - \bar{T}_f) + \phi_m (T_m - \bar{T}_f) \right]}{\frac{1}{2} \rho_f c_{pf} \delta_f} \quad (12)$$

$$\bar{T}_f = \frac{T_0 + T_m}{2} \quad (13)$$

$$q_f = \lambda \frac{T_0 - T_m}{\delta_f} \quad (14)$$

$$q_g = \sigma \epsilon_s (T_g^4 - T_0^4) + \alpha_s (T_g - T_0) \quad (15)$$

convective heat transfer coefficient α_s 는 수식 (16)과 같이 계산된다[21].

$$\alpha_s = \frac{\left(\frac{f}{2}\right)(\text{Re}-1000)\text{Pr}}{1+12.7\left(\frac{f}{2}\right)^{\frac{1}{2}}\left(\text{Pr}^{\frac{2}{3}}-1\right)} \left[1+\left(\frac{D}{H}\right)^{\frac{2}{3}}\right] \quad (16)$$

$$f = [1.58\ln(\text{Re}) - 3.28]^2 \quad (17)$$

고체 슬래그 두께는 용융 슬래그로 용해되는 질량 플럭스로 표현되어 수식 (18)과 같고, 이를 고체 슬래그 레이어의 에너지 수지식 (19)에 대입하면, 고체 슬래그 두께의 변화는 수식 (22)와 같이 표현된다.

$$\rho_s \frac{d\delta_s}{dt} = -\Phi_m \quad (18)$$

$$\rho_s \delta_s c_{ps} \frac{d\bar{T}_s}{dt} + \rho_s \bar{h}_s \frac{d\delta_s}{dt} = q_f - q_s - \Phi_m h_m \quad (19)$$

$$q_s = \lambda \frac{T_m - T_w}{\delta_s} \quad (20)$$

$$\frac{d\bar{T}_s}{dt} = \frac{1}{2} dT_w \quad (21)$$

$$\frac{d\delta_s}{dt} = \frac{q_f - q_s - \frac{1}{2} \rho_s \delta_s c_{ps} \frac{dT_w}{dt}}{\rho_s c_{ps} \left(\frac{1}{2} T_w - T_m\right)} \quad (22)$$

최종적으로 정리하자면 이 논문에서 사용된 가스화기 시뮬레이션 모델은 수식 (4), (12), (22)의 3개의 미분 방정식(differential equation)과 18개의 대수방정식(algebraic equation)으로 구성되어 있다. 위 수식에서 사용된 기호는 논문의 끝에 사용기호로 정리되어 있다. 위의 모델을 입력-출력 시스템 입장에서 보자면 입력값은 석탄 질량 유량, 스팀 질량 유량, 산소 질량 유량, 냉각수 온도, 석탄 발열량이며 출력값은 합성가스 온도, 배출 슬래그 유량, 용융 슬래그 두께, 고체 슬래그 두께, 합성가스 유량 및 조성이다. 본 연구에 사용된 대상 석탄은 아래 Table 1과 같고, 슬래그의 물성은 Table 2와 같다.

2-2. 가스화기 제어 선형 연구

가스화기 제어에 관한 연구는 모사 연구에 비해 상대적으로 많은 연구가 수행되지 않았다. 가스화기 제어에 관한 연구는 대부분 Alstom사에서 발표하고 학계에서 연구된 ‘Alstom Benchmark Challenge’에 관한 연구로, Alstom사에서 배포한 가스화기 모델을 이용하여 특정한 시나리오에서 설정값 및 제약조건을 만족시키는 제어기를 설계하는 연구이다. 1997년 1차로 발표된 문제는 선형 모델을 이용하여 출력값과 입력값에 제약조건이 있는 상태에서 싱크압력 등의 외란 억제를 위한 제어기 설계에 관한 문제였고[25], 2002년 발

Table 1. Coal composition

Ultimate Analysis	by wt%
Moisture	5.4
Ash	6.8
Carbon	70.59
Hydrogen	4.74
Nitrogen	1.40
Sulfur	0.439
Oxygen	10.62
HHV [kJ/kg]	29009

Table 2. Physical properties of slag

Properties	Unit	Value	Reference
Fluid slag heat capacity, C_{p_f}	J/gK	1.4	[22]
Solid slag heat capacity, C_{p_s}	J/gK	1.2	[22]
Emissivity ϵ_s		0.83	[22]
Thermal conductivity	W/mK	2.5	[22]
Viscosity when $x = 0$, $\eta(0)$	Pas	14.42	[23]
Viscosity when $x = \delta_f$, $\eta(\delta_f)$	Pas	2360	[23]
Fluid slag density, δ_f	kg/m ³	2808	[24]
Solid slag density, δ_s	kg/m ³	2845	[24]

표된 2차 문제는 비선형 모델이 포함되어 있었으며 모델의 에러를 가정했을 경우, 그리고 부하량 변화 시 설정값 추종을 위한 제어기 설계에 관한 문제였다[26]. Seyab 등은 Challenge II에 포함되어 있던 비선형 모델을 선형화하여, 선형 모델 예측 제어(LMPC) 기법을 적용하였고[27], Seyab과 Cao는 출력 변수 중 비선형성을 크게 보이는 출력 변수의 예측을 위하여 Feed forward neural network model을 이용하여 비선형 모델을 개발하고, 다른 변수에 대해서는 기존의 선형 모델을 이용하여, 선형 모델과 비선형 모델을 혼합한 부분 비선형 모델을 예측기에서 사용하는 방법으로 비선형 모델 예측 제어(NMPC) 기법을 적용하는 연구를 수행하였다[28]. 그 외에 Bittanti 등은 가스화기와 가스정제설비, 터빈 블록을 연결하였을 경우 가스화기 석탄과 산소 입력 유량과 가스화기 합성가스 출력 유량(MVs)을 조절하여 가스화기 압력과 터빈 입력 압력(CVs)을 조절하는 2X2 시스템의 제어 문제에서 PI 제어기의 특성을 살펴보았다[29]. 기존에 수행된 연구 중 가스화기의 슬래그 두께 제어에 관한 연구는 전무하다. 본 연구에서는 가스화기 운전 중 측정 불가능한 외란이 발생한 상황에서 슬래그 두께를 제어하기 위한 목적으로 선형 모델 예측 제어 기법을 적용하여 그 제어 특성을 분석하였다.

3. 가스화기 제어 문제

3-1. 제어문제 정의

가스화기 모델은 다중 입력 다중 출력(Multi-Input Multi-Output; MIMO) 시스템으로 모식도는 아래 Fig. 2와 같다.

가스화기의 생산물인 합성가스는 가스터빈의 연료로 사용되기 때문에 전력 부하량에 따라 그 합성가스 유량이 조절되어야 하므로 제어변수로 설정하였고, 안정적인 가스터빈 운전을 위해서는 합성가스의 조성이 일정 범위 안에서 유지되어야 하므로 가스 온도는 최소 최대값을 제한조건으로 설정하였다. 합성가스의 조성 중 연소특성에

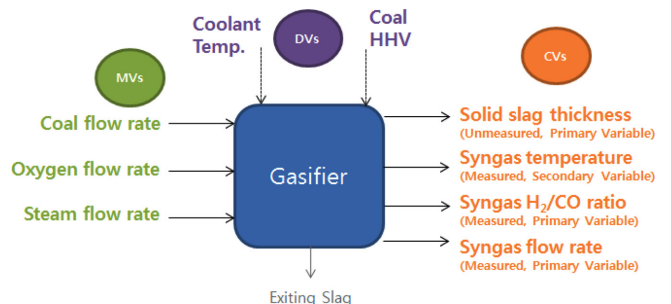


Fig. 2. Gasifier Schematic.

Table 3. Disturbance Rejection Test Scenarios

	Unmeasured Disturbance
Scenario 1	+2% Coal HHV Step Change
Scenario 2	-5% Coolant Temp. Ramp Change

주요한 영향을 미치는 두 가지 성분, 수소와 일산화탄소가 일정 비율을 갖도록 합성 가스의 H₂/CO 비를 제어 변수로 설정하였다. 또한 가스화기의 연속 운전 을 위해, 그리고 가스화기 벽면의 내화재를 보호하기 위해서, 가스화기 벽면의 고체 슬래그 층의 두께가 일정하게 유지되어야 한다. 석탄은 고체 연료이기 때문에 같은 지역에서 채굴되었다고 하더라도 그 성분이 완전히 균일할 수 없으며 일정 범위 안에서 변동될 수 있다. 따라서 가스화기 설계 시, 설계를 위한 기준 값을 정하되 상한과 하한의 기대 범위(경계조건) 안에서 변동 시에도 문제없이 운전될 수 있도록 가스화기를 설계한다. 문제는 실제 운전 시, 가스화기에 투입되는 석탄의 성분 및 발열량 변화를 실시간으로 측정할 수 없다는 점이다. 발열량이 설계값보다 수% 크거나 작은 석탄이 유입되면, 즉, 가스화기로 유입되는 에너지의 변화가 있으면 가스화 반응에 영향을 미치게 되어 시스템을 불안정하게 만들 수 있는데, 이러한 상황이 오퍼레이터에 의해 감지 혹은 미리 대비될 수 없는 것이다. 본 연구에서는 석탄 발열량의 변화를 측정할 수 없는 외란으로 설정하고(시나리오1) 제어 특성을 살펴보았다. 가스화기 외벽의 냉각자켓에 유입되는 냉각수는 HRSG에서 공급되는데, 이 냉각수는 보일러의 조업 상태에 따라 그리고 외부 대기 조건에 따라 그 온도가 변할 수 있기 때문에, 냉각수의 온도 또한 측정 불가능한 외란으로 작용할 수 있다(시나리오2). 본 연구에서는 석탄의 고위 발열량이 +2%로 단계 변화하는 상황과 냉각수의 온도가 -5% 경사단계 변화하는 상황을 가정하였다(Table 3).

3-2. 모델 예측 제어를 이용한 추정제어의 두 가지 접근법

선형 모델 예측 제어(Linear MPC) 기법을 이용하여 측정 불가능한 제어 변수, 고체 슬래그 두께를 추론 제어(inferential control)하기 위해 아래 두 가지 방법을 시도하였다.

3-2-1. 방법1 (Approach1)

방법1은 측정되지 않는 일차변수(Primary variable) 대신에 고체 슬래그 두께에 직접적으로 영향을 미치는 변수이면서 측정이 가능한 합성 가스 온도를 이차변수(Secondary variable)로 선정하여 일차변수 대신에 이차변수를 제어하는 것이다. 즉 이차변수를 제어하여 설정값(set-point)에 가깝게 만들면 일차변수도 설정값에 가까울 것이라는 추측에 기반을 둔 것이다.

3-2-2. 방법2 (Approach2)

방법2는 Kalman 필터를 이용하여 고체 슬래그 두께를 상태 추정하여 일차변수의 추정 값과 설정값이 최소가 되도록 제어 동작을 결정하는 방식이다. 모델 예측 제어에서 두 방식의 차이는 목적 함수에 있다. 첫 번째 방법에서는 제어기가 제어 동작을 결정할 때 이차변수의 에러가 최소화 되도록 하고, 두 번째 방법에서는 추정된 일차변수의 에러가 최소화 되도록 제어 동작을 결정한다. 제어기(controller)의 목적함수(23)에서 y 는 제어 변수, r 은 설정값, u 는 조작 변수, Ψ 는 가중 계수, p 는 예측 범위(prediction horizon), m 은 제어 값 계산 범위(moving horizon)이다. $y(k+1|k)$ 는 $y(k)$ 측정치에 근거

한 예측한 $k+1$ 시점에서의 최적 출력이다.

$$\begin{aligned} \min_{\Delta u} \sum_{l=1}^p \Psi_l^y [y(k+l|k) - r(k+1)]^2 + \sum_{l=1}^m \Psi_l^u [\Delta u(k+1-l)]^2 \quad (23) \\ \text{s.t. } \Delta u_{\min} \leq \Delta u(k+1|k) \leq \Delta u_{\max} \\ y_{\min} \leq (k+1|k) \leq y_{\max} \end{aligned}$$

방법1에서는 y 가 합성가스 온도, 합성가스 H₂/CO 비, 합성가스 유량이고, 방법2에서는 y 가 고체 슬래그 두께, 합성가스 H₂/CO 비, 합성가스 유량, 그리고 합성가스의 온도는 최소/최대 범위 안에 있도록 제한 조건을 설정하였다.

3-3. 선형 모델 구성

가스화기 모사 모델은 수식 (24)와 같이 DAE로 표현되는 미선형 모델로 고체 슬래그 두께, 용융 슬래그 두께 및 용융 슬래그 레이저 표면 온도의 3개의 미분 변수(differential variables, x)와 제어변수인 합성 가스 온도, 합성 가스 유량 및 H₂/CO 비 3개의 변수를 포함하여 물질 및 에너지 수지식과 물질 계산을 위한 수식에서 사용되는 5개의 대수 변수(algebraic variables, z)와 조작 변수인 석탄 유량, 산소 유량, 스팀 유량 3개의 대수 변수(system inputs, u)와 외란 석탄 발열량 및 냉각수 온도를 표현하는 2개의 대수 변수(disturbance variables, d)를 가지며 총 8개의 수식으로 이루어진다. 본 연구에서는 Matlab-Simulink 기반에서 모사를 진행하였는데, Simulink를 사용하여 DAE를 푸는 경우 algebraic loop을 구성하여야 하고, 이 때 대수 변수의 개수가 적은 것이 계산 효율을 높이는 데 도움이 되기 때문에, 앞에서 설명했던 가스화기 모델 18개의 대수 변수를 단순 치환하여 5개로 줄였고, 선형 모델에서 표현된 총 8개의 변수는 T_0 , δ_f , δ_g , δ_s , CO₂, 몰수[CO₂], q_g , T_g , m_{syngas} , H₂/CO ratio ([H₂]/[CO])와 같다.

$$\begin{aligned} \dot{x} &= f(x, z, u, d) \\ 0 &= g(x, z, u, d) \end{aligned} \quad (24)$$

이 미분 대수 방정식을 Taylor series expansion을 이용하여 100% 부하 조건에서 선형화하여 수식 (25)의 상태 공간 모델(State-space model)의 행렬을 구하였다.

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax + B_u u + B_d d \\ y &= Cx + D_u u + D_d d \\ A &= \left(\frac{\partial f}{\partial x} - \frac{\partial f}{\partial z} \left(\frac{\partial g^{-1}}{\partial z} \frac{\partial g}{\partial x} \right) \right) \\ B_u &= \left(\frac{\partial f}{\partial u} - \frac{\partial f}{\partial z} \left(\frac{\partial g^{-1}}{\partial z} \frac{\partial g}{\partial u} \right) \right), \quad B_d = \left(\frac{\partial f}{\partial d} - \frac{\partial f}{\partial z} \left(\frac{\partial g^{-1}}{\partial z} \frac{\partial g}{\partial d} \right) \right) \\ C &= \left(-\frac{\partial g^{-1}}{\partial z} \frac{\partial g}{\partial x} \right) \\ D_u &= \left(-\frac{\partial g^{-1}}{\partial z} \frac{\partial g}{\partial u} \right), \quad D_d = \left(-\frac{\partial g^{-1}}{\partial z} \frac{\partial g}{\partial d} \right) \end{aligned} \quad (25)$$

플랜트 모델에서는 외란이 발생하여 출력에 영향을 주지만 이 외란은 측정 불가능하므로, 제어 예측기 구성 시 외란을 알 수 없기 때문에 $d=0$ 이 된다. 제어기에서 사용할 수 있는 예측 모델을 이산(discrete) 상태 공간 식으로 표현하면 수식 (26)과 같다.

$$\begin{aligned} x(k+1) &= \Phi x(k) + \Gamma_u u(k) \\ y(k) &= Cx(k) + D_u u(k) \end{aligned} \quad (26)$$

3-4. 외란 모델과 상태 추정기 구성

수식 (26)의 모델로 플랜트의 출력을 예측할 경우, 외란 d의 영향만큼 예측기의 모델은 예측 오차를 갖게 되고, 이를 바탕으로 제어 시 오프셋(off-set)이 발생할 수 있다. 오프셋 없이 제어하기 위한 방법으로 외란을 모델화하여 예측 모델에 반영하는 방법이 있다[30]. 이 경우 시스템의 상태에 영향을 직접 영향을 미치는 측정되지 않는 외란을 모델(input disturbance model)화 하거나, 시스템의 출력에 외란의 영향이 있다고 가정하여 이를 모델(output disturbance model)화 할 수 있다. 본 연구에서는 수식 (27)과 같이 외란(p)을 모델화 하고, 수식 (28)과 같이 입력 및 출력에 외란의 영향을 반영한 확장된(augmented) 상태 공간 모델로 예측기 모델을 구성하였다.

$$\begin{aligned} x_d(k+1) &= \bar{A}x_d(k) + \bar{B}n_d(k) \\ p(k) &= \bar{C}x_d(k) + \bar{D}n_d(k) \end{aligned} \quad (27)$$

$$\begin{aligned} x(k+1) &= \Phi x(k) + \Gamma_u u(k) + \Gamma_d p(k) \\ y(k) &= Cx(k) + D_u u(k) + D_d p(k) \end{aligned} \quad (28)$$

이를 모식도로 나타내면 Fig. 3과 같다[31]. 측정되는 출력값에 대해서는 백색잡음(white noise)만을 가정하였다(measurement noise model).

방법 1 적용 시, 입력 외란 모델은 사용하지 않고 단계 출력 외란(step output disturbance)을 가정하여 출력 외란 모델만 사용하였다(Table 4). 방법 2 적용 시, 입력 외란(input step disturbance) 모델과 출력 외란 모델을 모두 사용하였다(Table 6, 7). Kalman 필터 구성 시 Riccati 방정식을 이용하였고, disturbance covariance = $\begin{pmatrix} 29009 & 0 \\ 0 & 830 \end{pmatrix}$ 를 사용하였다. 제어 샘플링 시간은 60초, 예측 범위는 35, 제어 값 계산 범위는 5로 설정하였다.

4. 결과 및 토의

4-1. 열린 루프 응답(Open-loop response)

4-1-1. 시나리오1: +2% 석탄 발열량 단계 변화 외란 발생

정상상태에서 외란으로 +2% 석탄 발열량 단계 변화를 주었을 때 열린 루프 응답(Open-loop response)은 Fig. 4와 같다.

Fig. 4에서 확인할 수 있는 것과 같이 석탄 발열량 증가로 가스화

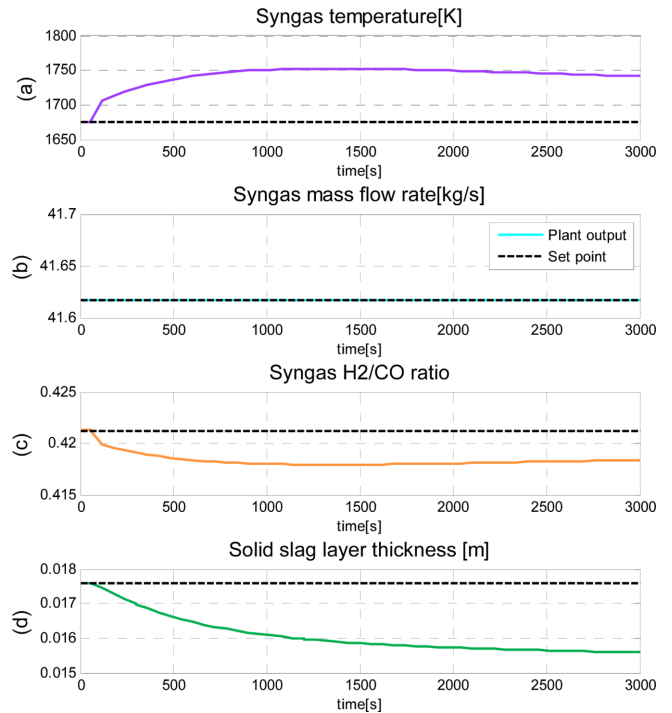


Fig. 4. Scenario1 - Open-loop responses.

기 내에 에너지 유입량이 증가하여 합성가스 온도가 증가하였다(a). 수식 (2)의 Water-gas shift 반응에서 가스 온도(T_g)의 증가로 평형이 이동하여 H₂/CO 비가 감소하였다(c). 증가된 온도로 인하여 고체 슬래그 레이어의 두께가 감소하였고(d), 조작변수의 변화가 없으므로 합성가스의 유량의 변화는 없다(b).

4-1-2. 시나리오2: -5% 냉각수 온도 경사 변화 외란 발생

정상상태에서 외란으로 -5% 냉각수 온도 경사 변화를 주었을 때 열린 루프 응답은 Fig. 5와 같다.

냉각수 온도의 감소로 가스화기에서 에너지 유출량이 증가하였기 때문에 합성가스 온도가 감소하였으며(a), 수식 (2)의 Water-gas shift 반응에서 가스 온도의 감소로 평형이 이동하여 H₂/CO 비가 증가하였다(c). 증가된 온도로 인해 고체 슬래그 레이어의 두께가 감소하였고(d), 조작변수의 변화가 없으므로 합성가스의 유량의 변화 또한 없다(b).

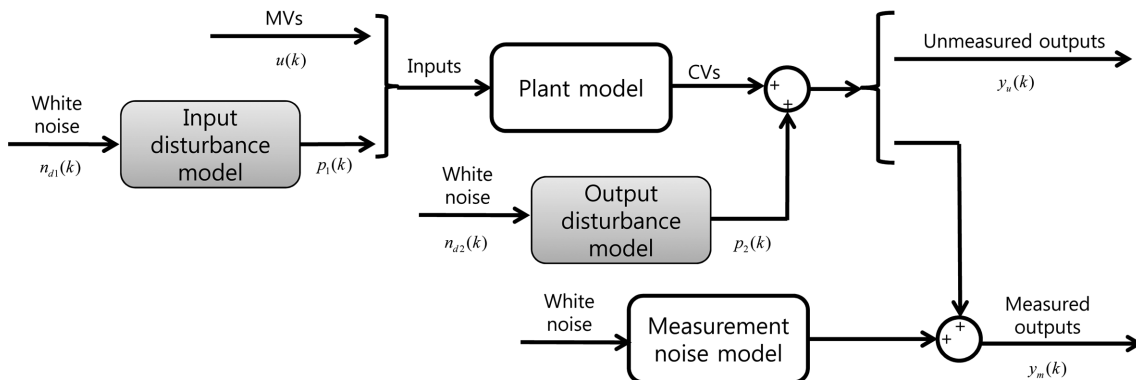


Fig. 3. The linear model used for prediction, optimization and estimation [31].

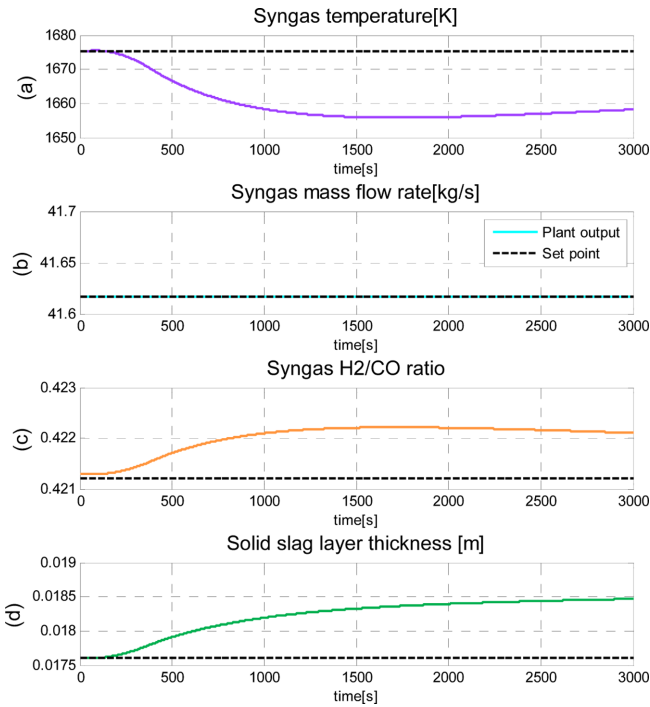


Fig. 5. Scenario2 - Open-loop responses.

Table 4. Weight tuning and Disturbance model - Approach1

Weight tuning		Disturbance model	
Input rate weights		Input disturbance model	
coal flow rate	0.1	coal HHV	-
oxygen flow rate	0.1	coolant temperature	-
steam flow rate	0.1		
Output weights		Output disturbance model	
solid slag thickness	-		
syngas temperature	1	syngas temperature	step
syngas flow rate	1	syngas flow rate	step
H ₂ /CO ratio	1	H ₂ /CO ratio	step

4-2. 방법1 (Approach1)

시나리오1과 시나리오2에 방법1을 적용 시 사용한 가중계수와 외란 모델은 Table 4와 같다.

4-2-1. 시나리오1 : +2% 석탄 발열량 단계 변화 외란 발생

정상상태에서 외란으로 +2% 석탄 발열량 단계 변화를 주고 방법1로 제어하였을 때 닫힌 루프 응답(Closed-loop response)은 아래 Fig. 6과 같다.

시나리오1에서 방법1을 적용했을 경우, 모든 변수가 안정적으로 설정값으로 수렴하였다. 합성가스 온도와 유량, H₂/CO 비는 500 초 정도에서 비교적 빨리 수렴하였고, 고체 슬래그 레이어 두께의 경우 에러가 가장 크고 다른 변수에 비해 비교적 느리게 수렴하였다. 이는 슬래그 다이내믹스가 가스에 비해 느리기 때문이다. 시나리오1의 경우 석탄 발열량 변화라는 외란은 가스화 반응에 직접 영향을 미치지 않지만 슬래그에 직접 영향을 미치지 않으므로 합성가스 온도를 조절하는 것으로 슬래그의 두께를 조절할 수 있었다.

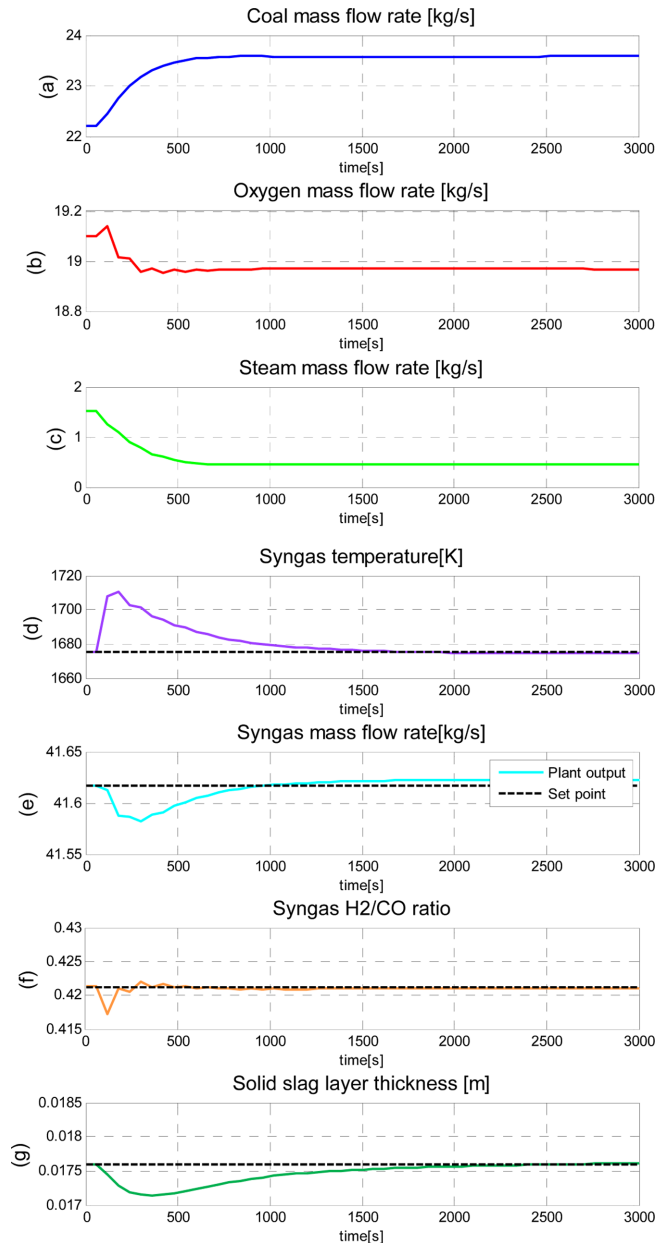


Fig. 6. Scenario1 - Closed-loop responses with Approach1.

4-2-2. 시나리오2: -5% 냉각수 온도 경사 변화 외란 발생

시나리오2에서 방법1을 적용하였을 경우 닫힌 루프 응답은 Fig. 7과 같다. 합성가스 온도, 유량, H₂/CO 비는 수렴하였으나, 고체 슬래그 레이어 두께는 수렴하지 않았다. 시나리오2의 외란은 냉각수 온도 변화로, 가스화 반응에 직접 영향을 미치지 않지만 슬래그 두께에는 직접 영향을 미친다. 따라서 외란에 간접적으로 영향을 받는 합성 가스 온도로 외란에 직접적으로 영향을 받는 슬래그 두께를 조절하는 상황이 된 것이고, 합성 가스가 수렴한 뒤 고체 슬래그 두께를 설정값에 가깝게 만들려는 제어 동작은 이루어지지 않게 되어 추론 제어는 실패하였다.

방법1을 시나리오1과 시나리오2에 적용했을 경우 에러는 Table 5와 같다.

4-3. 방법2 (Approach2)

방법2 적용 시 방법1과 달리 고체 슬래그 두께를 상태 추정하고

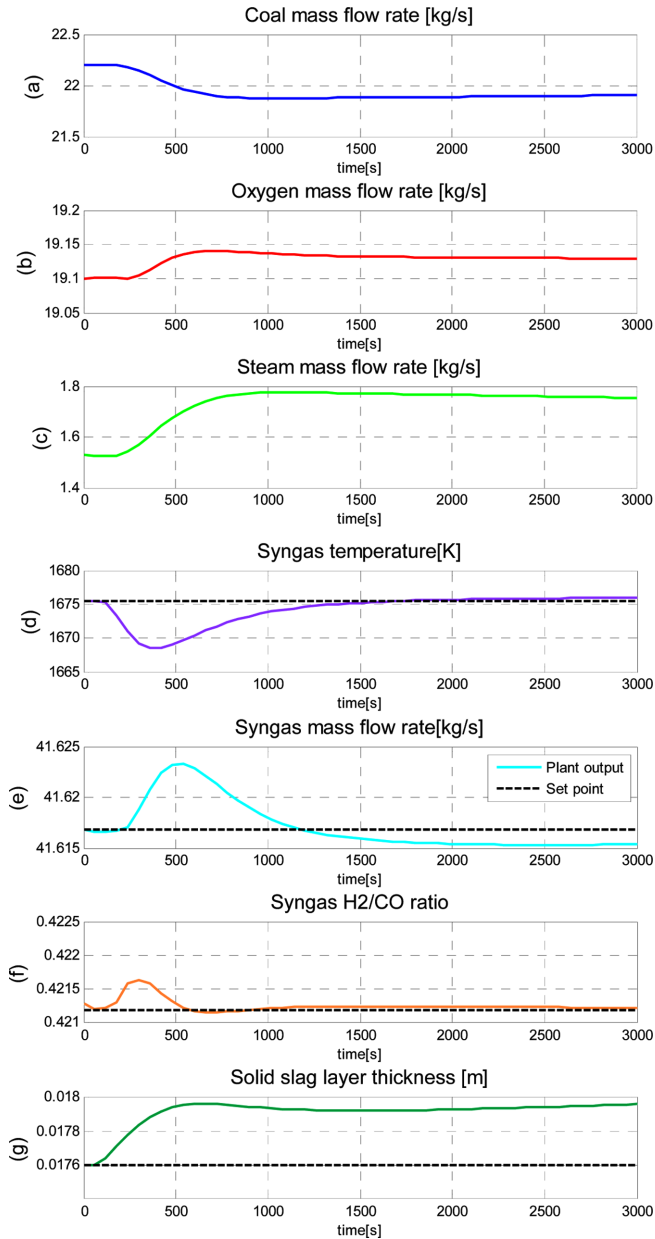


Fig. 7. Scenario2 - Closed-loop responses with Approach1.

Table 5. Approach1 - Error

	Scenario1		Scenario2	
	IAE	ISE	IAE	ISE
(d)	16.76205	0.3278944	4.585617	0.019403
(e)	2.3221404	0.0037420	0.5464003	0.0001793
(f)	9.086649	0.11773772	1.93309	0.003839
(g)	39.4188	1.1492621	95.35687	3.197238

목적함수에서 이 추정값을 사용하여 예측 에러가 최소가 되도록 제어 동작을 결정한다. 그러므로 방법2에서는 예측 모델에서 얼마나 실제와 가까운 출력을 예측하는가의 문제와 더불어 예측기가 얼마나 상태를 잘 추정하는가에 따라 제어 성능이 달라진다. 예측모델과 상태 추정 모델은 선형 모델을 사용하였으므로 플랜트의 비선형성으로 인한 오차가 발생할 수 있고, 플랜트에서 발생하는 측정 불가능한 외란의 영향을 반영하기 위한 외란 모델을 어떻게 설계하는가에 따라 성능

Table 6. Weight tuning and Disturbance model for Scenario1 - Approach2

Weight tuning		Disturbance model	
Input rate weights		Input disturbance model	
coal flow rate	0.1	coal HHV	step
oxygen flow rate	0.1	coolant temperature	white
steam flow rate	0.1		
Output weights		Output disturbance model	
solid slag thickness	1	syngas temperature	white
syngas temperature	1	syngas flow rate	step
syngas flow rate	1	H ₂ /CO ratio	step
H ₂ /CO ratio	1		

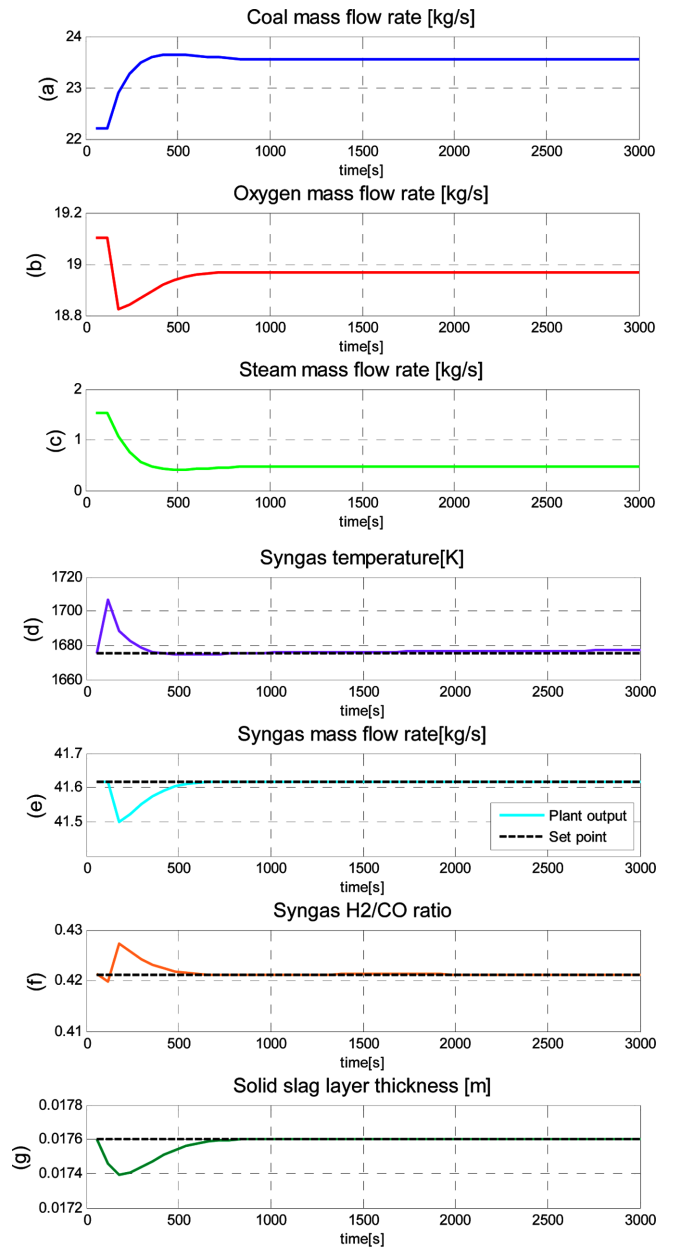


Fig. 8. Scenario1- Closed-loop responses with Approach2.

이 달라질 수 있다. 본 연구에서는 각각의 시나리오에서 외란을 가장 잘 반영할 수 있는 외란 모델을 선정하여 제어 특성을 살펴보고, 가중계수는 두 시나리오에서 동일한 가중계수를 사용하였다(Table 6).

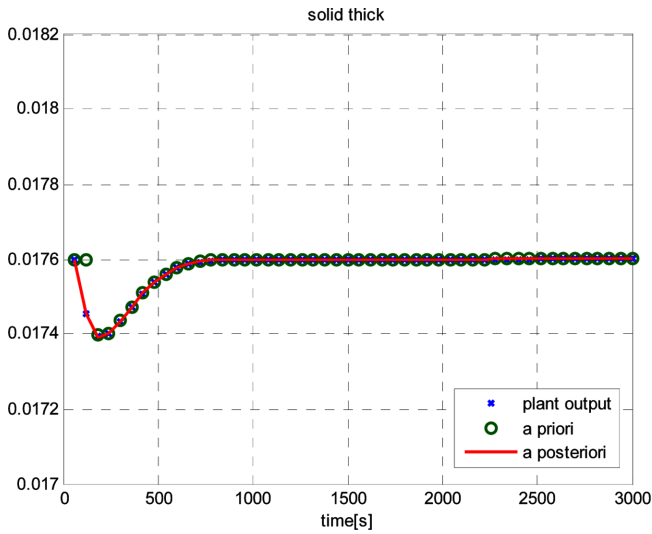


Fig. 9. Scenario1 - solid slag thickness state estimation result.

Table 7. Weight tuning and Disturbance model for Scenario2- Approach2

Weight tuning		Disturbance model	
Input rate weights		Input disturbance model	
coal flow rate	0.1	coal HHV	white
oxygen flow rate	0.1	coolant temperature	step
steam flow rate	0.1		
Output weights		Output disturbance model	
solid slag thickness	1	syngas temperature	white
syngas temperature	1	syngas flow rate	step
syngas flow rate	1	H ₂ /CO ratio	step
H ₂ /CO ratio	1		

4-3-1. 시나리오1 : +2% 석탄 발열량 단계 변화 외란 발생

시나리오1에서 사용한 가중계수와 외란 모델은 Table 6과 같다. 정상상태에서 외란으로 +2% 석탄 발열량 단계 변화를 주고, 방법 2로 제어하였을 때 닫힌 루프 응답(Closed-loop response)은 아래 Fig. 8과 같다.

모사 결과 모든 변수가 설정값으로 수렴하였고, 그 수렴 속도가 방법 1에 비해 빨랐다. 이는 입력 외란 모델에서 석탄 발열량 외란을 step으로 설정하여서 상태 추정 및 성능 예측 모델에 외란의 영향이 잘 반영된 결과이다. 상태 추정 결과는 Fig. 9와 같다.

4-3-2. 시나리오2: -5% 냉각수 온도 경사 변화 외란 발생

시나리오2에서 사용한 가중계수와 외란 모델은 Table 7과 같다.

시나리오2에 방법2를 적용하였을 경우 닫힌 루프 응답은 Fig. 10과 같다. 합성가스 유량과 H₂/CO 비와 고체 슬래그 레이어 두께는 잘 수렴하였고 합성가스 온도는 오프셋이 발생하였다. 입력 외란 모델에서 냉각수 온도 외란을 step으로 설정하여서 상태 추정 및 성능 예측 모델에 외란의 영향이 잘 반영되었고, 그 결과 고체 슬래그 두께가 잘 조절되었다. 하지만 조작변수 3개로 제어변수 4개 모두를 오프셋 없이 제어할 수 없었고, 합성 가스 온도에 오프셋이 발생하였으나 최소 최대 운전 범위 안에서 안정화 되었다.

방법2를 적용했을 경우 오차는 Table 8과 같다.

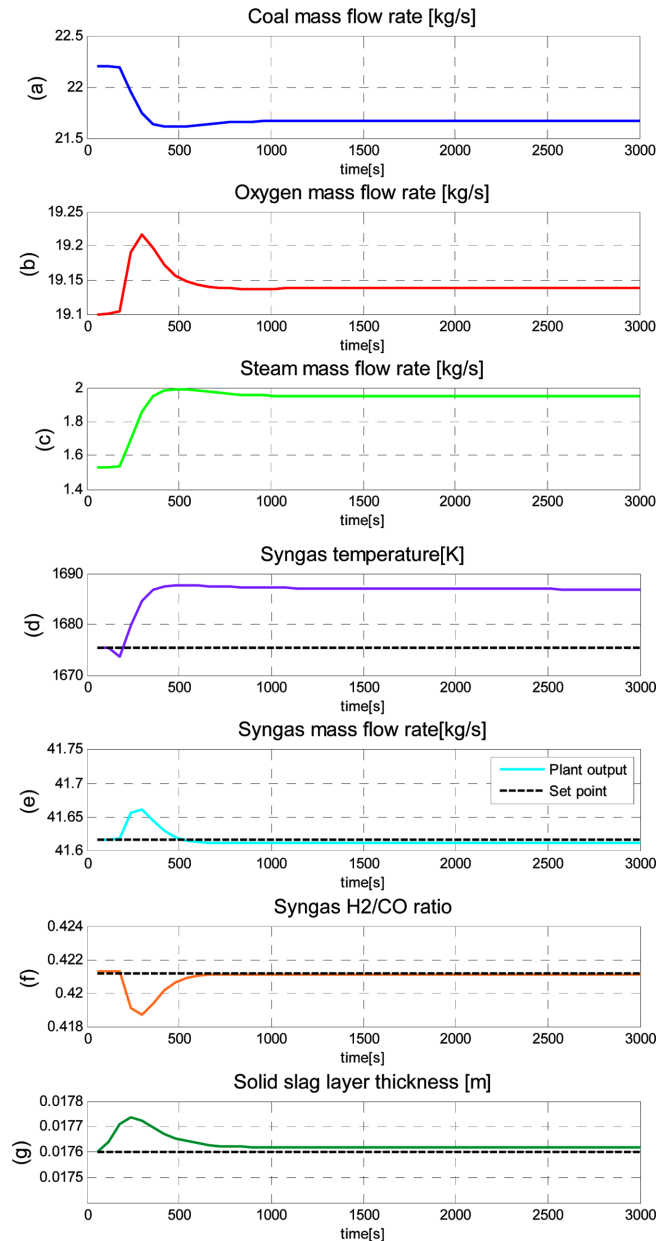


Fig. 10. Scenario2 - Closed-loop responses with Approach2.

Table 8. Approach2 - Error

	Scenario1		Scenario2	
	IAE	ISE	IAE	ISE
(d)	5.68141129	0.07356119	32.229309	0.36977117
(e)	2.379562	0.017852	1.916445	0.003282
(f)	11.84402	0.439606	5.281453	0.085819
(g)	6.614664	0.093486	9.808412	0.055469

5. 결 론

석탄 가스화 복합화력 발전에서 사용되는 Shell-type 가스화기를 제어하기 위한 목적으로 선형 모델 예측 제어 기법이 적용되었다. 가스화기의 안정적인 운전을 위해서는 고체 슬래그 층의 두께를 조절해야 하는데, 두께는 실시간 측정이 불가능하기 때문에 상태를 추정하여 추론 제어해야 한다. 두 가지 측정 불가능한 외란 발생에 대해

두 가지 추정제어 기법을 적용하여 그 결과를 비교하였다. 석탄 발열량이 증가하는 시나리오1의 경우, 외란이 직접 고체 슬래그 두께에 영향을 미치지 않으므로 두 가지 추정 기법 모두 제어에 성공하였다. 하지만 냉각수 온도가 감소하는 시나리오2의 경우, 외란이 직접 고체 슬래그 두께에 영향을 미치게 되고, 이 경우 측정 불가능한 일차변수를 대신하여 측정 가능한 이차변수를 제어하는 방법1로는 고체 슬래그 레이어의 두께를 조절할 수 없었다. 모델 예측 제어가 최적의 제어 동작을 결정할 때, 측정 불가능한 일차변수의 상태를 추정하여 그 값을 제어 변수로 목적함수에 포함하여 추론 제어하는 방법2의 경우 고체 슬래그 두께를 설정값으로 수렴시킬 수 있었다. 하지만 방법2를 적용 시 두 가지 외란 발생 상황에 대해 각기 다른 외란 모델을 사용하여야 슬래그 두께를 조절할 수 있었다. 실제로 제어를 구성할 경우 측정 불가능한 외란에 대해 다른 외란 모델을 사용하기 위해서는 외란을 추정하여 외란 모델을 결정하는 추가적인 작업이 필요하며, 이에 관한 연구는 후속 과제로 남겨둔다.

결론적으로 외란의 종류에 따라 추정 제어 기법의 제어 성능이 차이를 보였는데, 측정 불가능한 제어 변수를 추정하여 모델 예측제어의 최적 제어 동작을 계산 시 활용하는 방법2가 더 우수한 제어 성능을 보였다. 선형 모델 예측 제어 기법과 Kalman 필터 상태 추정기법을 사용하여 가스화기를 효과적으로 제어할 수 있음을 확인하였다.

끝으로 본 논문에서는 IGCC 내에 가스화기를 중점적으로 다루었으나 개발된 예측제어기법은 다른 화학공장의 가스화기에도 적용될 수 있음을 명시한다.

감 사

이 논문은 2011년도 정부(교육과학기술부)의 재원으로 한국연구재단의 지원을 받아 수행된 기초연구사업입니다(2011-0006839).

Nomenclatures

K_e	: equilibrium constant
δ_f	: fluid slag thickness [m]
ρ_f	: density of fluid slag [kg/m^3]
c_{pf}	: heat capacity of fluid slag [kJ/kgK]
η	: viscosity [kPas]
λ	: conductivity [kW/mK]
ϵ_s	: slag emissivity
α_s	: convective heat transfer coefficient [$\text{kW/m}^2\text{K}$]
Φ_m	: melting mass flux per unit area [$\text{kg/m}^2\text{s}$]
m_{in}	: deposited slag mass flow rate [kg/s]
m_{ex}	: exiting slag mass flow rate [kg/s]
T_g	: syngas temperature [k]
T_w	: membrane wall temperature [k]
T_m	: melting transition temperature [k]
T_0	: fluid slag layer surface temperature [k]
\bar{T}_f	: average temperature of fluid slag [k]
q_g	: heat flux from gas to fluid slag layer [kW/m^2]
q_f	: heat flux across fluid slag layer [kW/m^2]
q_s	: heat flux across solid slag layer [kW/m^2]
D	: diameter [m]

H	: height [m]
σ	: Stefan-Boltzmann constant [$\text{kW/m}^2\text{K}^4$]

References

1. "2010 Worldwide gasification database," US Department of Energy's National Energy Technology Laboratory(2010).
2. Paek, M., "300MW IGCC Gasification Plant Engineering and Technology Development Status," Green Energy International Business Conference, Daegu, Korea(2011).
3. "The 6th basic plan on electricity demand," Ministry of knowledge economy of Korea government, Korea(2013).
4. Phillips, J., "CoalFleet RD&D Augmentation Plan for Integrated Gasification Combined Cycle(IGCC) Power Plants," EPRI, Palo Alto, CA(2006).
5. Rao, A., "Combined cycle systems for near-zero emission power generation," Woodhead Publishing(2012).
6. Seggiani, M., "Modelling and Simulation of Time Varying Slag Flow in a Prenflo Entrained-flow Gasifier," *Fuel*, **77**(14), 1611-1621(1998).
7. Montagnaro, F. and Salatino, P., "Analysis of Char-slag Interaction and Near-wall Particle Segregation in Entrained-flow Gasification of Coal," *Combust. Flame*, **157**(5), 874-883(2010).
8. Massoudi, M. and Wang, P., "Slag Behavior in Gasifiers.PartII: Constitutive Modeling of Slag," *Energies*, **6**(2), 807-838(2013).
9. Lee, J., "Model Predictive Control: Review of the Three Decades of Development," *International Journal of Control, Automation, and Systems*, **9**(3), 415-424(2011).
10. Yeu, J., Kim, W., Im, J., Lee, D. and Jee, G., "Obstacle Parameter Modeling for Model Predictive Control of Unmanned Vehicle," *Journal of Institute of Control, Robotics and Systems*, **18**(12), 1132-1138(2012).
11. Wen, C. Y. and Chaung, T. Z., "Entrained Coal Gasifier Modeling," *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **18**(4), 684-695(1979).
12. Valero A. and Uson S., "Oxy-co-gasification of Coal and Biomass in an Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Power Plant," *Energy*, **31**(10-11), 1643-1655(2006).
13. Govind, R. and Shah, J., "Modeling and Simulation of An Entrained Flow Coal Gasifier," *AIChE J.*, **30**(1), 79-92(1984).
14. Lee, J. W., Park, S., Seo, H., Kim, M., Kim, S., Chi, J. and Kim, K., "Effects of Burner Type on a Bench-scale Entrained Flow Gasifier and Conceptual Modeling of the System with Aspen Plus," *Korean J. Chem. Eng.*, **29**(5), 574-582(2012).
15. Robinson, P. J. and Luyben, W., "Simple Dynamic Gasifier Model That Runs in Aspen Dynamics," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **47**(20), 7784-7792(2008).
16. Watanabe, H. and Otaka, M., "Numerical Simulation of Coal Gasification in Entrained Flow Coal Gasifier," *Fuel*, **85**(12-13), 1935-1943(2006).
17. Sun, B., Liu, Y., Chen, X., Zhou, Q. and Su, M., "Dynamic Modeling and Simulation of Shell Gasifier in IGCC," *Fuel Process. Technol.*, **92**(8), 1418-1425(2011).
18. Mongahan, R. and Ghoniem, A., "A dynamic Reduced Order Model for Simulating Entrained Flow Gasifiers PartI: Model Development and Description," *Fuel*, **91**(1), 61-80(2012).
19. Park, Y., Moon, J., Lee S., Lee, D. and Jin, G., "The Computer-aided Simulation Study on the Gasification Characteristics of the

- Roto Coal in the Partitioned Fluidized-bed Gasifier," *Korean Chem. Eng. Res.*, **50**(3), 511-515(2012).
20. Ra, H., Lee, S., Yoon, S., Choi, Y., Kim, J. and Lee, J., "Entrained-flow Coal Water Slurry Gasification," *Korean Chem. Eng. Res.*, **48**(2), 129-139(2010).
 21. Gnielinski, V., "New Equation for Heat and Mass Transfer in Turbulent Pipe and Channel Flow," *International Chemical Engineering*, **16**(2), 359-368(1976).
 22. Mills, K. and Rhine, J., "The measurement and Estimation of the Physical Properties of Slag Formed During Coal Gasification: 2. Properties Relevant to Heat Transfer," *Fuel*, **68**(7), 904-910(1989).
 23. Schobert, H., Streeter, R. and Diehl, E., "Flow Properties of Low-rank Coal Ash Slags: Implications for Slagging Gasification," *Fuel*, **64**(11), 1611-1617(1985).
 24. Mills, K. and Keene, B., "Physical Properties of BOS Slags," *Int. Mater. Rev.*, **32**(1), 1-120(1987).
 25. Dixon, R., Pike, W. and Donne, S., "The ALSTOM Benchmark Challenge on Gasifier Control," *J. Syst. Control Eng.*, **214**(6), 389-394(2000).
 26. Dixon, R., "Benchmark Challenge at Control 2004," *Comput. Control Eng. IEE*, **10**(3), 21-23(2005).
 27. Seyab, A., Cao, Y. and Yang, S., "Predictive Control for the ALSTOM Gasifier Problem," *IEE Proc.-Control Theory Appl.*, **153**(3), 293-301(2006).
 28. Seyab, A. and Cao, Y., "Nonlinear Model Predictive Control for the ALSTOM Gasifier," *Journal of Process Control*, **16**(8), 795-808(2006).
 29. Bittanti, S., Calloni, L., Canevese, S., Marco and A., Prandoni, V., "A Clean-coal Control Technology Application Study: Modelling and Control Issues for a Coal Gasifier," 7th IFAC International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes, Turkey(2009).
 30. Muske, K. and Badgwell, T., "Disturbance Modeling for Offset-free Linear Model Predictive Control," *Journal of Process Control*, **12**(5), 617-632(2002).
 31. Bemporad, A., Morari, M. and Ricker, N. L., "Model Predictive Control Toolbox User's Guide," The MathWorks Inc., Natick, MA(2012).