

300MW급 IGCC를 위한 건식 분류층 석탄 가스화 공정의 동적 상태 모사

김미영[†], 주용진*, 최인규*, 이종원*

*한국전력공사 전력연구원

The Process Simulation of Entrained Flow Coal Gasification in Dynamic State for 300MW IGCC

MIYEONG KIM[†], YONGJIN JOO*, INKYU CHOI*, JOONGWON LEE*

*Korea Electric Power Research Institute, 65 Munji-Ro, Yuseong-Gu, Daejeon-Si, 305-380, Korea

ABSTRACT

To develop coal gasification system, many studies have been actively conducted to describe the simulation of steady state. Now, it is necessary to study the gasification system not only in steady state but also in dynamic state to elucidate abnormal condition such as start-up, shut-down, disturbance, and develop control logic. In this study, a model was proposed with process simulation in dynamic state being conducted using a chemical process simulation tool, where a heat and mass transfer model in the gasifier is incorporated. The proposed model was verified by comparison of the results of the simulation with those available from NETL (National Energy Technology Laboratory) report under steady state condition. The simulation results were that the coal gas efficiency was 80.7%, gas thermal efficiency was 95.4%, which indicated the error was under 1%. Also, the compositions of syngas were similar to those of the NETL report. Controlled variables of the proposed model was verified by increasing oxygen flow rate to gasifier in order to validate the dynamic state of the system. As a result, trends of major process variables were reasonable when oxygen flow rate increased by 5% from the steady state value. Coal flow rate to gasifier and quench gas flow rate were increased, and flow rate of liquid slag was also increased. The proposed model in this study is able to be used for the prediction of gasification of various coals and dynamic analysis of coal gasification.

KEY WORDS : Coal gasification(석탄가스화), Gasifier(가스화기), Dynamic state(동적 상태), Process simulation(공정 모사), Synthetic gas(합성가스), Cold gas efficiency(냉가스효율), Gas thermal efficiency(가스 열효율)

Nomenclature

[†]Corresponding author : elysium003@kepco.co.kr
[접수일 : 2010.7.8 수정일 : 2010.10.7 게재확정일 : 2010.10.20]

[] : molar fraction

- A : surface area (m^2)
- C_x : molar concentration of x composition (mol/m^3)
- E : activation energy (kJ/kmol)
- HHV : high heating value (kJ/kg)
- K : equilibrium constant of reaction
- k : pre-exponential factor
- N_x : molar flow x element (kmol/s)
- n_y : molar flow y composition (kmol/s)
- Q : heat flow rate (kW)
- R : gas constant (J/mol·K)
- r : reaction rate ($kmol/s \cdot m^3$)
- T : temperature (K)
- w : weight (kg)

Greek symbols

- Δ : difference
- ϵ : surface emissivity
- η : efficiency
- σ : stephan-boltzman constant

Subscripts

- cg : cold gas
- F : forward reaction
- R : reverse reaction
- syn : synthesis gas
- t : thermal efficiency of synthesis gas
- WGS : water-gas shift reaction

1. 서 론

석탄가스화(coal gasification)기술은 고체인 석탄을 가스화하여 합성가스를 생산하며, 더 나아가 분리공정을 통해 수소를 얻을 수 있는 친환경적인 에너지 생산방식이다. 석탄가스화는 오래 전부터 다양한 목적(전력생산, 화학합성의 연료 또는 원료로 사용되는 일산화탄소(CO)와 수소(H₂)의 혼합가스 생산)으로 연구되고 있는 기술이다. 최근 수소 생산과 이산화탄소 포집이라는 이슈와 더해져 더욱 관심을 받고 있다. 그리고 다양한 형식의 가스화기를 대상으로 상용화를 위한 노력이 세계 각국에서

전개되고 있다¹⁷⁾. 특히 복합발전(combined cycle) 기술과 연계된 석탄가스화복합발전(IGCC : integrated gasification combined cycle)방식은 기존의 미분탄화력발전방식에 비해 탄종의 적용범위가 넓다. 또한 이산화탄소 분리가 용이하여 청정석탄이용기술로 인정받고 있다. IGCC에 대한 기술 개발 및 연구는 1970년부터 시작되었다. 현재 전 세계적으로 18 곳의 가스화발전플랜트가 운전 중에 있으며, 유럽과 미국을 중심으로 50~600MW급 다수의 실증 플랜트가 있다^{1,2)}.

많은 논문에서 IGCC를 위한 석탄가스화시스템의 정상상태 모사에 대한 연구를 진행하였다. 기존의 연구에서는 대부분 화학공정 상용 툴인 ASPEN PLUS를 이용한 정상상태 모사를 진행하였다. Desideri는 수소생산공정을 포함한 석탄 가스화 전 공정을 모사하여 공정효율을 연구하였으며, H.M.은 IGCC 공정의 여러 연료에 대한 모사를 진행하였다^{3,4)}. 상기 연구 논문은 대부분 Gibbs 자유에너지를 최소화하는 방법의 Gibbs 반응기를 채택하였다. 김봉근은 석탄 가스화기를 모사하는 대표적인 모사 반응기인 Gibbs 반응기를 수학적으로 모사하여 새로운 툴을 개발하였다. Descamps와 Booras는 이산화탄소 분리공정을 포함한 IGCC 플랜트에 대해 정상상태 모사를 수행하였다⁵⁻⁷⁾. 또한 Cristopher는 IGCC 상용 공정인 Texco IGCC 플랜트의 전체 공정 모사 연구를 진행하였다⁸⁾. 상기의 연구들은 모두 석탄 가스화 공정에 대해 정상상태 모사를 수행하였으며, 이를 위해 Gibbs 반응기를 이용하였다. 그러나 Gibbs 반응기는 모든 반응에 대해 평형을 가정하므로, 가스화 반응 모사에 한계를 가지고 있다. Biagini는 Gibbs 반응기의 한계를 극복하기 위해 새로운 형태의 가스화기를 제안하였다⁹⁾. 그러나 정상상태 모사는 시간에 독립적이기 때문에 공장 운전과 관련하여 비정상 운전시의 플랜트 안정성 확보와 제어로직 구현 및 새로운 운전 조건에 대한 공정 거동 분석에는 제한적이다. 이를 위해서는 공정의 동적 상태 모사가 필요하다. 더욱이 석탄가스화시스템은 생산되는 합성가스 조성의 일관성이 매우 중요기 때문에 모든 시스템은 합성가스 조성 및 생산량에 의해 결정되

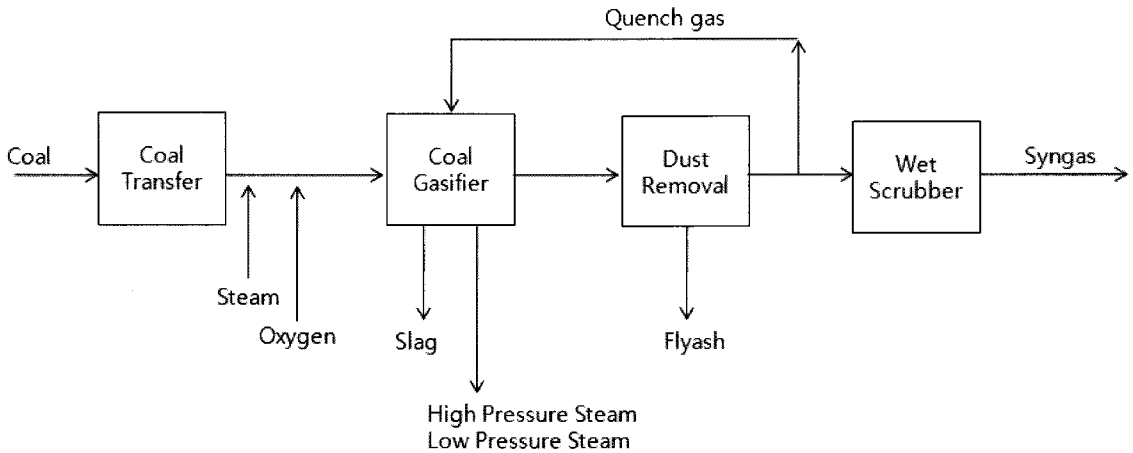


Fig. 1 Block diagram of coal gasification system.

도록 되어있다. 이러한 합성가스의 조성은 가스화기의 작은 외란에도 크게 영향을 받을 수 있으므로 석탄가스화시스템의 동적 상태에 대한 공정 분석은 필수적이다. Patric은 가스화기의 동적 상태를 모사하기 위해 ASPEN DYNAMICS를 이용해 여러 대의 연속반응기로 가스화기에 대해서만 제한적으로 모사하였다¹⁰⁾.

본 연구에서는 IGCC 플랜트에 적용하기 위한 일부 공정으로, 물질 및 열전달 모델을 이용하여 가스화기를 포함한 석탄 가스화시스템에 대한 동적 상태를 모사하고자 하였다. 또한 구현된 공정 모델에 대한 신뢰성을 평가하기 위해 기존의 타 모델과의 결과 비교 및 가스화기에 공급되는 산화제, 산소 유량 변화 실험을 수행하였다.

2. 석탄 가스화 시스템

2.1 공정개요

석탄가스화시스템이란 석탄을 가스화하여 주성분이 CO, H₂로 구성된 합성가스를 생산하는 시스템으로, Fig. 1과 같이 미분탄 이송 장치, 석탄 가스화장치, 집진 장치, 습식세정 장치로 이루어져 있다.

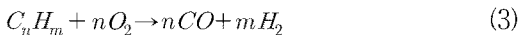
미분탄 이송 장치는 석탄가스화기에 연료로 공급하고자 하는 석탄을 이송하는 장치으로써 본 시스템

은 미분탄을 건식으로 이송한다. 이송매체는 고압의 질소를 사용한다. 이송된 미분탄과 함께 산소, 중기가 석탄 가스화장치에 공급되어 합성가스를 생산하고, 부산물로 슬래그를 배출한다. 석탄가스화장치는 합성가스를 생산하는 가스화기와 고온의 합성가스와의 열교환을 이용해 증기를 생산하는 합성가스냉각기를 포함한다. 석탄가스화장치를 통과한 합성가스는 집진장치와 습식세정장치를 통해 합성가스 내 잔류하는 비회와 같은 미세분진을 제거한다. 집진 장치를 통과한 합성가스의 일부는 가스화기로 재순환시켜 가스화기의 출구온도를 조절하는 급냉가스로 사용한다. 습식세정장치를 통과한 합성가스는 가스정제시스템과 같은 후처리 공정을 거친 후 목적에 따라 발전시스템과 연계하여 전력을 생산하거나 메탄올이나 고차 알콜과 같은 화학제품을 생산하는데 이용한다.

2.2 석탄가스화반응

석탄가스화시스템은 합성가스를 생산하기 위한 석탄가스화반응을 고려하여야 한다. 본 연구에서는 석탄가스화반응을 열분해, 부분산화반응, 기체 연소반응과 가스화반응으로 구분하여 적용하였다. 4종의 반응은 반응속도에 따라 순차적으로 일어나도록 모사하였다.

첫 번째, 부분산화반응은 열분해를 통해 생성된 가연물질이 산화되는 반응이다. 열분해란 석탄 내 휘발 성분이 온도가 상승함에 따라 석탄 외부로 분출되는 현상이며, 본 연구에서는 H_2S , COS , N_2 가연물질을 열분해 후 생성물로 고려하였다. n_{COS} 와 n_{H_2S} 는 9:1의 비율로 생성되며, 이 비율은 Peter의 문헌 값을 참고하였다¹¹⁾. 열분해를 통해 생성된 가연물질은 석탄 성분 중 산소와 반응하여 CO , H_2 를 생성할 수 있는 물질로서, 타르나 C_2H_6 , CH_4 등과 같은 탄화수소 화합물과 탄 내 고정탄소로 이루어져 있다. 석탄은 고분자화합물로 그 구조가 매우 복잡하여, 열분해 시 생성되는 다종의 화합물들의 생성량을 예측하기 어렵기 때문에, 이러한 화합물들의 총 생성량을 석탄의 C, H 함량비를 이용하여 C_nH_m 형태의 가연물질로 가정하였다¹⁰⁾. 부분산화반응은 가연물질이 99% 이상 소진될 때까지 지속하며, 부분산화반응식은 아래 식 (3)과 같다.



부분산화반응은 비가역의 매우 빠른 연소반응이기 때문에 고온 환경 하의 매우 짧은 시간동안 반응 전환율이 1에 다다른다. 본 연구에서는 이러한 반응 특성과 건식 분류층 가스화기의 높은 탄소 전환율을 고려하여 석탄의 부분산화에 대한 반응 전환율이 0.99가 되도록 모사하였다.

부분산화반응 후 기체연소반응이 진행된다. 부분산화반응 후 미량으로 존재하는 산소와 생성된 CO 가 식 (4)와 같이 연소반응을 한다.



이를 기체연소반응이라 하는데, 본 연구에서는 이 반응이 매우 빠른 연소반응이지만 가스화기에 공급되는 산소의 대부분이 부분산화반응을 통하여 대부분 소진되도록 하기 위해 기체연소반응속도를 부분산화반응보다 느리다고 가정하였다. 부분산화반응에서 남은 잔여 산소가 다 소진될 때까지 기체

연소반응은 지속된다.

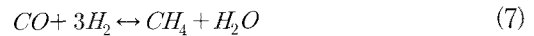
마지막으로 가스화반응으로 수성가스전이반응과 메탄개질반응이 고려되었다. 수성가스전이반응과 메탄개질반응은 합성가스의 주성분인 CO , H_2 , CO_2 , H_2O 의 성분비를 결정짓는다. 수성가스전이반응은 화학평형반응이며 식 (5)와 같다.



평형상수 K 는 온도에 지배적인 상수로서, 본 연구에서는 Wen의 식 (6)을 참고하였다¹²⁾.

$$K_{WGS} = \frac{[CO_2][H_2]}{[CO][H_2O]} = \exp\left(-3.689 + \frac{4019}{T}\right) \quad (6)$$

메탄개질반응 또한 화학평형반응으로 식 (7)과 같다.



이 반응은 낮은 온도영역에서 정반응이 잘 일어나기 때문에 고온 환경의 가스화기에서는 메탄은 매우 적게 생성되나 합성가스가 냉각기를 거치면서 저온 환경이 되면서 메탄이 생성될 수 있다. 메탄화반응의 정반응과 역반응의 속도반응식은 아래와 같다.

$$r_F = k_F e^{\frac{-E_F}{RT}} C_{CO} (C_{H_2})^3 \quad (8)$$

$$r_R = k_R e^{\frac{-E_R}{RT}} C_{CH_4} C_{H_2O} \quad (9)$$

여기서 r_F 는 정반응속도($kmol s^{-1} m^{-3}$)로서, 반응속도상수 k_F 는 $312(m^9 kmol^{-3} s^{-1})$, 활성화에너지 E_F 는 $30,000(kJ/kmol)$ 을 가지며, r_R 는 역반응속도로서, 반응속도상수 k_R 는 $6.09 \times 10^{14}(m^3 kmol^{-1} s^{-1})$, 활성화에너지 E_R 는 $257,000(kJ/kmol)$ 을 가진다. 상기 반응속도 식은 참고문헌으로부터 얻었다¹⁰⁾.

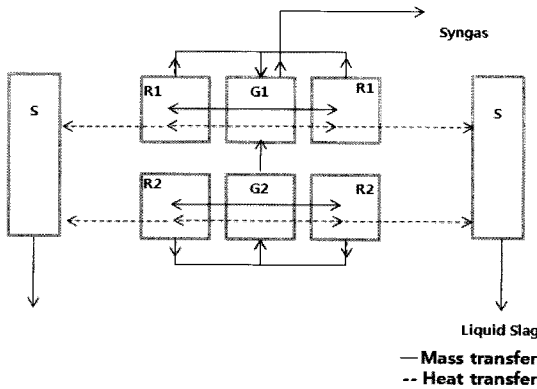


Fig. 2 Calculation block of heat and mass transfer.

2.3 물질 및 열전달 모델

본 연구에서는 가스화기 내에서 일어나는 물질 및 열전달 해석을 위해 전달 모델을 구현하였다. 전달 모델은 Peter가 제시한 전달모델과 이를 더 발전시킨 Kou로부터 얻어진 모델을 이용하였다^{11,13}. 전달모델은 가스화기를 두 개의 가스화영역과 두 개의 재순환영역 그리고 슬래그영역으로 구분했다. 가스화영역이란 연료와 산소, 증기에 의해 가스화반응이 일어나는 구역이다. 재순환영역은 합성가스가 가스화기 내벽을 따라 이동하여 가스화영역으로 재순환하는 구역이다. 또한 슬래그영역은 슬래그가 합성가스의 열을 전달받아 상변화를 일으키는 구역이다. 슬래그란 탄 내 존재하는 회분 중 비중이 무거운 성분으로, 가스화반응에 참여하지 않고 반응 종료 후 부산물로 존재하는 물질이다. 슬래그는 반응에 참여하지 않으나 합성가스로부터 열을 전달 받아 상 변화하여 액상과 고상으로 존재하며, 액상은 가스화기 하부로 배출된다.

Fig 2는 가스화기 내 전달모델의 계산구역과 물질전달 및 열전달의 계산방향을 도시하고 있다. 직선은 물질전달, 점선은 열전달 계산방향을 나타낸다. 또한 G는 가스화영역, R은 재순환영역, S는 슬래그영역을 나타내며, 1과 2는 상부와 하부를 나타낸다. 각 영역 내에서의 온도와 합성가스 조성은 균일하며, 온도에 의해 영역 내 합성가스 조성은

Table 1 Input condition of process

Configuration	Value
Gasifier type	Shell type (Dry feeding, Entrained bed)
Gasifier pressure, Mpa	4.2
Coal flow rate, lb/hr	201,145
O ₂ : Coal ratio	0.827
Steam : Coal ratio	0.103
Oxidant	95%vol oxygen
Carbon conversion, %	99.5

결정된다.

가스화기 내 물질전달 흐름은 다음과 같다. 석탄 산소, 증기가 가스화기 내부로 대칭방향의 두 개의 jet flow 형태로 공급되면, 두 개의 jet flow가 가스화기 중심부에서 만나 9:1의 비율로 상·하부로 나뉜다. 상·하부의 가스화영역(G1, G2)에서 반응에 의한 합성가스를 생성하고, 합성가스 중 일부는 가스화기 내벽 양쪽의 재순환영역(R1, R2)을 거쳐 가스화영역으로 순환한다. 하부에서 순환된 합성가스는 상부 가스화영역(G1)으로 전달된다. 최종적으로 순환된 모든 합성가스는 상부 가스화영역으로 전달되어 가스화기 내 합성가스의 총 생산량을 산출한다.

가스화기 내 열전달 흐름은 다음과 같다. 두 가스화영역에서 반응에 의해 생성된 합성가스의 열량은 각각 재순환영역으로 전달된다. 다시 슬래그 영역으로 전달되어 슬래그의 상변화를 일으킨다. 합성가스의 열량은 가스화기 내 슬래그와 열 교환하되, 모든 열교환은 복사열교환만을 고려하였다. 복사열교환식은 아래와 같다.

$$Q = \epsilon \sigma A \Delta T^4 \quad (10)$$

합성가스의 표면방사율(흑도)은 1, 슬래그의 표면방사율은 0.83이다.

가스화기 내 슬래그는 회용점에 의해 그 상을 결정한다. 회용점은 회분을 조성하는 성분들과 회분의 입자 크기에 따라 결정되는 고유한 값으로, 참고 문헌을 통해 얻어진 식 (11)에 의거하여 산출한다¹⁴.

Table 2 Composition of illinois #6

	w/w (%)	w/w (%, dry)
Proximate analysis		
Moisture	11.12	
Ash	9.70	10.91
Volatiles	34.99	39.37
Fixed carbon	44.19	49.72
Ultimate analysis		
Moisture	11.12	
Carbon	63.75	71.72
Hydrogen	4.50	5.06
Nitrogen	1.25	1.41
Chlorine	0.29	0.33
Sulfur	2.51	2.82
Ash	9.70	10.91
Oxygen	6.88	7.75
Ash analysis		w/w (%)
SiO ₂		57.4
Al ₂ O ₃		29.2
Fe ₂ O ₃		4.4
Na ₂ O		0.3
K ₂ O		0.7
TiO ₂		1.3
CaO		2.7
MgO		0.9
others		3.1
HHV, kJ/kg	27,113	30,506

$$T_m = 19w_{Al_2O_3} + 15(w_{SiO_2} + w_{TiO_2}) + 10(w_{CaO} + w_{MgO}) + 6(w_{Fe_2O_3} + w_{Na_2O} + w_{K_2O}) \quad (11)$$

여기서 T_m 은 회용점(°C)을, w_x 는 회분 내 x 성분의 질량분율(%)을 의미한다.

2.4 동적상태 모델

본 연구의 석탄가스화시스템은 DYNsIM™을 이용하여 모사하였다. DYNsIM™은 정상상태와 동적상태 모델을 동시에 구현할 수 있는 공정모사 프로그램으로, 본 시스템을 구성하는 초기 입력 조건은 NETL 보고서에 나온 case 5를 참조하였으며,

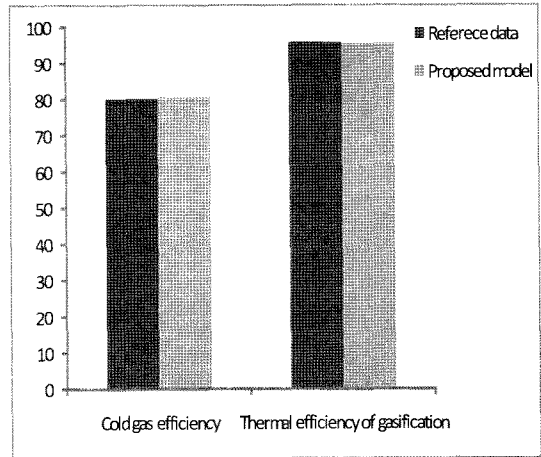


Fig. 3 Results of cold gas efficiency and thermal efficiency in gasification.

Table 1과 같다. 연료로 사용한 탄 종은 Illinois #6 탄이며, 구성성분 분석은 Table 2와 같다¹⁵⁾. 탄소 전환율은 NETL 보고서의 모델과 같이 99.5%로 고정하였다.

모델의 핵심설비인 가스화기는 플러그흐름반응기(PFR : plug flow reactor)를 이용하여 상기 가스화반응을 모사하였으며, 하위 모델로 전달모델을 가지도록 설계하였다.

공정의 주요 제어 설계는 다음과 같다. 가스화기에 공급하는 연료와 증기의 유량은 공급하는 산소의 유량에 의해 비율 제어한다. 이송 탄의 압력은 이송장치의 질소 압력으로 제어하며, 질소의 유량은 연료 유량에 의해 비율 제어한다. 연료, 산소, 증기의 압력은 운전하고자 하는 가스화기 압력보다 높게 유지한다. 집진설비 후단의 합성가스 중 약 45%를 급냉가스로 공급하도록 유량 제어하여 석탄가스화장치 내 가스화기 상부출구온도를 900°C 이하로 유지한다¹⁵⁾.

3. 결과 및 토의

3.1 정상상태 결과

석탄가스화 시스템에서 중요한 성능의 지표는 합성가스 열효율과 냉가스효율, 합성가스의 주성분,

Table 3 Comparison of syngas composition between NETL case 5 model and coal gasification system in the study

	Reference data	Proposed model
Composition of syngas (mol %)		
CO	57.16	57.34
H ₂	29.01	27.40
CO ₂	2.11	2.93
H ₂ O	3.64	3.03
CH ₄	0.04	0.01

탄소전환을 등이 있다. 냉가스 효율과 가스 열효율은 시스템의 성능을 직접적으로 판단할 수 있는 지표로 식 (12), (13)를 이용해 산출할 수 있다¹⁶⁾.

$$\eta_{cg}(\%) = \frac{w_{syn} HHV_{syn}}{w_{coal} HHV_{coal}} \cdot 100 \quad (12)$$

$$\eta_t(\%) = \frac{w_{syn} HHV_{syn} + w_{steam} HHV_{steam}}{w_{coal} HHV_{coal}} \cdot 100 \quad (13)$$

본 연구에서는 석탄가스화 시스템의 두 가지 성능 지표를 NETL 보고서의 case 5 모델과 비교하였다. 비교한 결과, 본 연구에서 제안된 모델의 냉가스 효율은 80.7%로써 비교문헌과 매우 근소한 오차 범위 내에 있다. 또한 가스 열효율 역시 본 연구 모델은 95.37%, 비교문헌은 96.13%로 오차가 1% 이내로 매우 작다(Fig. 3).

두 지표의 결과로 비추어볼 때, 본 연구의 제안된 모델이 비교문헌과 유사함을 알 수 있으며, 이는 제안된 모델의 신뢰성을 반증한다고 볼 수 있다. 생산된 합성가스의 조성 결과는 Table 3에 나타내었다.

3.2 동적상태 결과

본 연구에서는 개발된 석탄가스화 시스템에 대해 제어변수에 대한 검증 시험을 수행하였다. 석탄가스화장치에 공급되는 산소 유량(산소 공급 유량)을 증가하여 중요 변수의 응답을 시험하였다. 산소는 가스화반응에 있어 산화제 역할로서, 가스화시스템

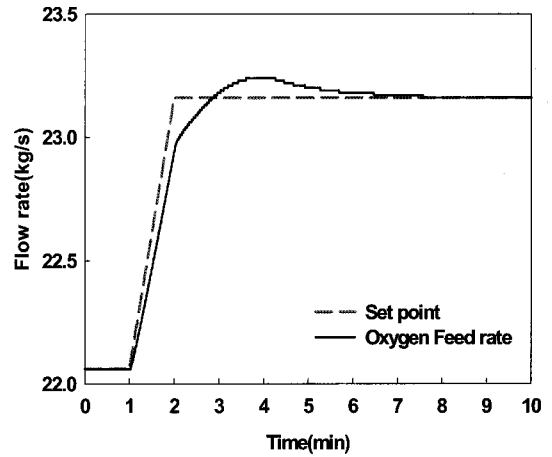


Fig. 4 Responses to a 5% ramp increase in oxygen feed in 1 min.

에 영향을 주는 가장 대표적인 공정조건이다. 따라서 산소의 공급유량을 변화시킴으로써 석탄가스화 공정의 효율과 합성가스의 질에 영향을 판단할 수 있다. 또한 가스화기 내 온도와 합성가스의 유체 온도, 유량 등과 같은 공정 전반에 걸친 영향성을 판단할 수 있다. 따라서 산소 유량 증가에 따라 주요 공정변수의 변화 경향성을 파악하여 가스화공정이 안정적으로 운전 가능하도록 제어가 되고 있는지를 검증하고자 하였다. 검증시험은 다음과 같이 수행

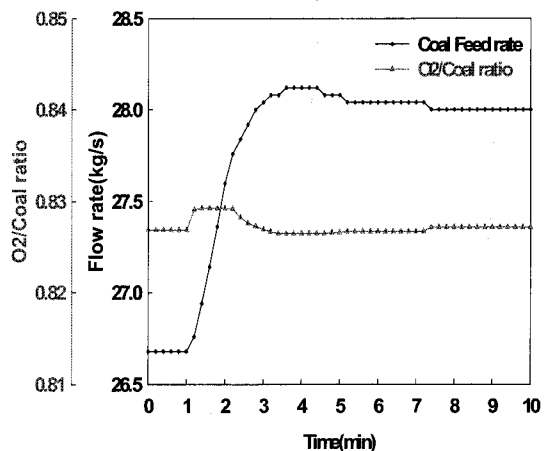


Fig. 5 Profile of coal ratio controller.

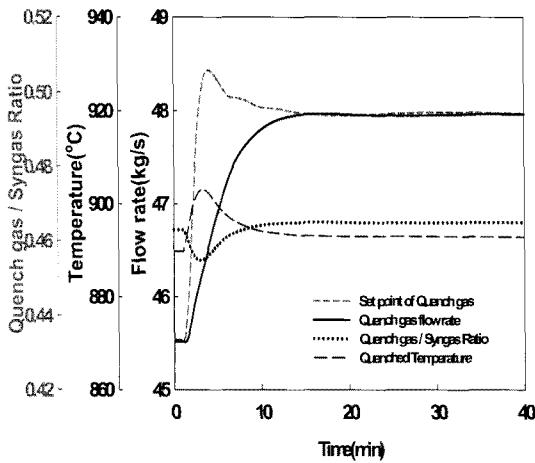


Fig. 6 Profile of quenched flow controller.

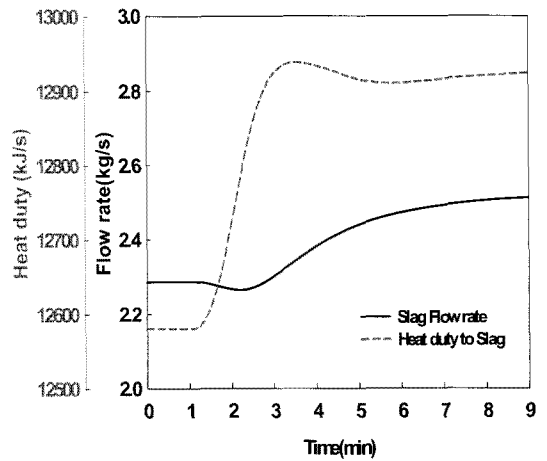


Fig. 7 Profile of liquid slag flow rate.

하였다. 개발된 가스화시스템이 정상상태에 도달한 후, 1분 경과 시점에서 산소 공급 유량의 비율을 정상상태로부터 5%/min의 속도로 1분 동안 증가시킨다. 그리고 공정 주요변수의 응답이 다시 정상상태에 도달할 때까지 약 60분 간의 데이터를 취득하였다. 공정 주요변수는 석탄가스화장치에 공급되는 석탄 유량(석탄 공급 유량), 산소/석탄 유량비, 급냉 가스 유량, 급냉가스/합성가스 유량비, 액상 슬래그 생성 유량 및 슬래그에 전달되는 에너지로 정하였다. 앞의 4가지 변수(석탄 공급 유량, 산소/석탄 유량비, 급냉가스 유량, 급냉가스/합성가스 유량비)는 본 연구의 석탄가스화시스템의 대표적인 공정변수로서, 시스템 제어의 건진성을 판단할 수 있다. 또한 액상 슬래그 생성 유량 및 슬래그에 전달되는 에너지는 응답의 경향성을 통해 가스화기에 이용한 전달모델의 신뢰도를 측정하고자 하였다.

실험 결과는 다음과 같다. Fig. 4에서 볼 수듯이, 산소의 유량을 22.06kg/s에서 23.16kg/s으로 1분 동안 증가시켰을 때, 산소 공급 유량 제어기의 설정치가 변경되고, 산소 공급 유량이 변경된 설정치를 따라 응답이 양호하게 진행되고 있음을 알 수 있다. Fig. 5은 Fig. 4와 같이 산소 공급 유량이 변화할 때, 석탄 공급 유량에 대한 응답결과이다. 본 연구에서 제안된 모델의 가스화기는 산소/석탄의 유량 비율

을 0.872로 제어를 하고 있으며, 이에 대한 응답으로 산소/석탄의 유량비를 맞추기 위해 석탄 공급 유량이 증가하고 있음을 볼 수 있다. Fig. 5을 보면, 실험 개시시점인 1분에서 산소 공급 유량이 증가함에 따라 석탄 공급 유량이 26.68kg/s에서 28.00kg/s로 증가하나, 7분 시점에서 다시 두 흐름의 공급 유량은 일정하게 유지되고 있다. 산소/ 석탄의 유량 비율이 일정하게 유지하도록 제어하고 있어 합성가스의 조성은 정상상태와 차이가 없었다. Fig. 6은 산소 공급 유량 증가에 따른 급냉가스 유량에 대한 응답 결과이다. 산소 공급 유량의 증가는 석탄가스화장치의 공급 유량이 증가함을 의미하며, 최종적으로 석탄 가스화장치의 생산되는 합성가스의 유량도 증가할 것이다. 본 연구의 제안된 모델은 가스화기 상부 출구온도를 제어하기 위해 급냉가스를 이용하고 있으며, 여기서 급냉가스는 후단의 집진설비를 통과한 합성가스 중 45%를 재순환시킨 흐름이다. 이 흐름의 유량은 합성가스와 같은 비율을 유지하도록 제어하고 있다. Fig. 6을 보면, 산소 공급 유량 변화에 따라 합성가스 생산량이 증가하고, 합성가스 유량과의 비율을 맞추도록 급냉가스의 유량제어기의 설정치도 증가하고 있음을 알 수 있다. 또한 변경된 설정치를 따라 급냉가스의 유량도 45.52kg/s에서 47.97kg/s까지 증가하고 있다. 산소 공급 유량의 증

가로 가스화기 상부 출구온도가 일시적으로 증가하나, 급냉가스의 유량 증가에 의해 다시 정상상태 온도인 890°C로 회귀하는 응답을 보이고 있다. 다른 변수들의 응답이 실험 개시 후 9분 이내에서 정상상태에 도달하는 반면, 급냉가스의 유량은 실험개시 후 14분 시점에서 정상상태에 도달한다. 이는 석탄 가스화장치와 집진 장치의 크기, 두 장치 간 거리의 영향으로 지연시간이 발생하고 있음을 의미한다. 급냉가스 유량제어의 지연시간 발생으로 인하여 가스화기 상부 출구온도가 운전 한계점인 900°C 이상을 약 3분간 이탈하게 됨을 볼 수 있다. 900°C 이상으로 운전 한계 온도가 상승하면, 가스화기 상부 배관의 비회가 점착되어 배관의 압력을 상승시켜 파손 및 막힘 현상을 일으킬 수 있으므로 운전 시 주의요인이 된다. 따라서 산소 공급유량이 급격히 증가하는 외란이 발생할 경우, 석탄가스화시스템에서는 급냉가스의 유량 비율을 일시적으로 증가시켜 운전 한계 온도를 이탈하지 않도록 운전하는 것이 선행되어야 할 것으로 보인다. Fig. 7은 산소 공급 유량 증가에 따른 액상 슬래그 생성유량에 대한 응답결과이다. 석탄 내의 회분으로부터 생성되는 슬래그는 가스화기 내에서 회용점에 의해 액상과 고상으로 존재하게 된다. 고상 슬래그는 가스화기 내 벽에 점착하고, 액상 슬래그는 가스화기 하부로 배출된다. 고상 슬래그는 가스화기 내벽의 내화재 역할을 하므로 일정두께만큼 존재하여야 한다. 필요 이상의 잔여 슬래그는 액상형태로 외부에 배출되어야 한다. 또한 배출되는 액상 슬래그는 그 배출량이 급격히 증가하면, 가스화기 하부의 슬래그 출구 막힘 현상을 초래할 수 있다. 슬래그 출구 막힘 현상은 가스화기 운전에서 가장 치명적인 문제를 야기하는 요인으로써, 발생하면 공장의 정지(shut-down)를 통해서만 해결할 수 있다. 이러한 운전 특성 때문에 가스화 공정에 있어서 고상 슬래그와 액상 슬래그에 대한 분석이 필수적이다. 본 시스템에서는 이러한 문제를 간접적으로 고찰하기 위해 고상 슬래그와 액상 슬래그의 생성 유량 비율을 계산하고 있다. 그 중 슬래그 출구 막힘 현상을 초래할 수 있는 액상 슬래그의 유량 변화에 대해 분석하였다. 산소 공급

유량이 변화한다는 것은 석탄가스화장치에서 발생하는 열량 변화를 의미한다. 석탄가스화장치에서 발생하는 열량은 장치 내 잔존하는 슬래그에 열을 전달하여 슬래그의 상을 변화시킨다. 즉, 슬래그에 전달되는 열량이 증가하면 슬래그는 고체에서 액체로 상변화를 일으키고, 반대로 열량이 감소하면 슬래그는 액체에서 고체로의 상변화를 일으킨다. 산소 공급 유량이 증가하면, Fig. 7에서 보듯이 슬래그로 전달되는 열량이 증가하고, 최종적으로 석탄가스화장치 외부로 배출되는 액상슬래그의 유량을 증가시킨다.

위의 실험결과를 토대로 본 연구에서 제시된 모델의 주요 제어에 의한 공정변수 응답이 양호하고, 물질 및 열전달에 있어서도 그 경향이 합리적이므로 동적 모델의 신뢰성이 있다고 판단된다.

4. 결 론

석탄 가스화시스템에 대한 정상상태 모사는 활발히 연구된 반면, 동적 상태에 대한 모사와 해석은 다소 미흡하다. 시스템의 동적 모델은 신규시스템의 동특성 연구 및 제어로직 설계를 하기 위하여 반드시 필요하다. 이러한 목적으로 본 연구에서는 화학공정 모사 프로그램과 전달모델을 이용하여 석탄가스화 시스템에 대한 동적 상태 모델을 제안하였다. 또한 본 연구에서 제안된 모델의 신뢰성을 평가하기 위해 제안된 모델의 정상상태와 NETL 보고서의 정상상태 모델의 성능을 비교하였다. 비교 결과, 두 모델의 성능은 유사하였으며, 이를 바탕으로 동적 상태를 모사하기 위해 시스템의 제어로직을 구성하고, 가스화기에 공급하는 산소 유량이 증가하는 외란시험을 통해 동적 상태 모사에 대한 결과를 검증하였다.

본 연구에서 제안된 모델은 향후 탄 종 변화에 따른 석탄가스화에 대한 결과를 비교할 수 있으며, 가스정제시스템 및 발전공정 혹은 화학공정과 결합하여 전체 공정에 대한 동적 모델 구성에 활용할 예정이다.

후 기

본 연구는 지식경제부의 신·재생에너지기술개발 사업인 “한국형 300MW급 IGCC 실증플랜트 운영 기술개발”의 일환으로 수행되었습니다.

참 고 문 헌

- 1) Liu H., Ni W., Li Z., Ma L., “Strategic thinking on IGCC development in China”, Energy policy, Vol. 36, 2008, pp. 1-11.
- 2) M.Perez-Fortes, “Conceptual model and evaluation of generated power and emissions in an IGCC plant”, Energy, Vol. 34, 2009, pp. 1721-1732.
- 3) Desideri U, Paolucci A, “A Performance modelling of a carbon dioxide removal system for power plants”, Energy Convers Manage, Vol. 40, 1999, pp. 1899-1915.
- 4) Shim H.M., Jung S.Y., “The comparison study on the operating condition of gasification power plant with various feedstock”, Korean J. Chem. Eng., Vol. 26, 2009, pp. 324-331.
- 5) 김봉근, 유정석, 김유석, “석탄 가스화기 열 및 물질정산에 관한 연구”, 한국신·재생에너지학회 추계학술대회논문집, 2007, pp. 424-428.
- 6) Descamps C, Bouallou C, Kanneiche M, “Efficiency of an Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) power plant including CO₂ removal”, Energy, Vol. 33, 2008, pp. 874-881.
- 7) Booras. G., Holt. N, “Pulverized coal and IGCC plant cost and performance estimates”, Proceedings of the gasification technologies, 2004.
- 8) Christopher frey H, Zhu Y, “Improved system integration for Integrated Gasification Combined Cycle(IGCC) systems”, Environ Sci Technol, Vol. 40, 2006, pp. 1693-1699.
- 9) Enrico Biagini, Alessio Bardi, “Development of an Entrained Flow Gasifier Model for Process Optimization”, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 48, 2009, pp. 9028-9033.
- 10) Patric J. Robinson, William L. Luyben, “Simple Dynamic Gasifier Model That Runs in Aspen Dynamics”, Ind. Eng. Chem. Res., 2008, Vol. 47, pp. 7784-7792.
- 11) Peter Schoen, “Dynamic Modeling and Control of Integrated Coal Gasification Combined Cycle Units”, Doctor Thesis, Delft Univ., 1993, pp. 9-13.
- 12) Wen C.Y, Chung T.Z., “Entrainment coal gasification modeling”, Ind. Eng. Chem., Vol. 18, No 4, 1979, pp. 684-695.
- 13) Kou H, “Simulation of IGCC Gasification System”, Master Thesis, North China Electric Power Univ., 2004, pp. 21-29.
- 14) V.Ganpathy, “Nomogram estimates melting point of ash”, Power Eng, 1978, pp. 61.
- 15) Julianne M. Klara, “Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants”, NETL Final Report, 2007, p. 31, pp. 226-258.
- 16) F.Emun, M. Gadalla, T.Majozi, D.Boer, “Integrated gasification combined cycle(IGCC) process simulation and optimization”, Computers and Chemical Engineering, 2010, Vol. 34, pp. 331-338.
- 17) 지준화, “기공 구조와 반응 부산물의 영향을 고려한 최의 가스화 모델”, 한국수소및신에너지학회 논문집, 2010, Vol. 21, No. 4, pp. 328-339.