

## 키데코탄의 유동층 가스화 반응 특성

배달희<sup>†</sup> · 조성호 · 선도원 · 문영섭\*

한국에너지기술연구원, \*한솔이엠이주식회사 환경연구소

(2006년 10월 10일 접수, 2007년 2월 16일 채택)

## Characteristics of Fluidized Bed Type Gasification of Kideco Coal

Dal-Hee Bae<sup>†</sup>, Sung-Ho Jo, Dowon Shun and Young Sub Moon\*

Korea Institute of Energy Research, Daejeon 305-343, Korea

\*Environmental R&D Center Hansol EME Co. Ltd., Daejeon 302-120, Korea

(Received 10 October 2006, Accepted 16 February 2007)

### 요 약

석탄 열분해 공정은 석탄의 종류와 산지에 따른 변화가 커서 반응특성을 석탄의 모든 종류에 일반화시키기는 어려우며, 열분해, 가스화 및 연소현상이 동시에 발생하므로 석탄의 종류에 따라 운전조건을 변화시켜 실험장치로부터 최적의 반응 조건을 찾는 것이 중요하다. 본 연구에서는 키데코탄을 대상으로 압력 2 kg/cm<sup>2</sup> 온도 735~831°C의 가압유동층 반응기에서 가스화 반응을 수행하였으며 스팀공급량, 석탄공급량, 공기공급량 등 실험 변수에 따른 가스화 반응의 변화를 관찰하였다. 또한 여러 실험변수들의 변화에 따른 생성가스 성분의 변화를 정량적으로 분석하고, 생성가스 중 H<sub>2</sub>와 CO의 농도를 기준으로 최적의 반응 조건을 결정하였다. 본 실험에서의 최적의 반응 조건은 공기/석탄 비 4.45, 스팀/석탄 비 0.21이었다. 가스화 반응보다 연소반응이 활발하게 일어나면 반응온도가 급격히 증가하므로 안정적인 가스화를 위하여 석탄과 스팀의 주입속도 조절이 매우 중요하였다. 연속운전을 위한 안정적인 운전조건에서 생산되는 발생가스의 CO의 농도는 약 18%, H<sub>2</sub>의 농도는 약 17%였다.

**주요어** : 열분해가스화, 석탄가스화공정, 석탄열분해, 유동층열분해

**Abstract** — Coal pyrolysis processes vary with the origin and rank of coal. It is difficult to generalize the characteristics of coal pyrolysis reaction because the process consists of numerous reactions including pyrolysis, gasification, and combustion. To find out the optimum process condition it is necessary to determine the condition for each coal from the smaller scale experiment. In this study pressurized (2 kg/cm<sup>2</sup>) fluidized bed, low temperature (735~831°C) gasification using Kideco coal was performed. The reaction condition and product gas composition were determined from the variables including steam flow rate, coal feed rate and air flow rate. Optimum reaction condition was determined from the concentrations of H<sub>2</sub> and CO in the product gas. The ratio of air/coal was 4.45 and that of steam/coal was 0.21 respectively. The concentrations of CO and H<sub>2</sub> decreased with the increase of CO<sub>2</sub>. It is important to control the feed rates of coal and steam because the reaction temperature rapidly increased when the combustion reaction dominates over the gasification reaction. The concentrations of CO and H<sub>2</sub> were 18%, 17% respectively from the continuous operating condition.

**Key words** : Pyrolysis gasification, Coal gasification process, Coal pyrolysis, Fluidized bed pyrolysis

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.

Korea Institute of Energy Research, 71-2 Jang-dong,  
Yuseong-gu, Daejeon 305-343, Korea

Tel: 042-860-3674

E-mail: dalbae@kier.re.kr

## 1. 서 론

석탄의 장점으로는 세계적으로 약 200년 이상 사용할 수 있는 풍부한 매장량과 아직까지 연료 중 단위 열량 당 가격이 가장 저렴하다는 것이다<sup>[1]</sup>. 석유 부족자원의 유한성과 석유공급의 불안정성 및 고가화에 대처하기 위하여 석탄의 청정한 이용을 위한 석탄 가스화 공정에 대한 연구가 활발히 진행되어 왔다. 석탄이용기술은 전처리, 에너지회수, 후처리기술로 나눌 수 있다<sup>[2]</sup>. 이중 석탄가스화 공정은 에너지회수공정으로 석탄 또는 석탄 촉(Char)를 O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>와 반응시켜 CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> 등의 기체를 발생시켜 직접 연소시켜 사용하거나 화학물질 합성의 기초 원료로 사용하는 공정으로 크게 고정층법, 유동층법, 기류층법, 및 용융층법으로 구분된다<sup>[3]</sup>. 이중 유동층 반응기는 기체와 고체의 접촉성이 좋아 유동층 내의 기체조성이 균일하고, 원료 석탄의 질과 입도에 대한 변화를 크게 할 수 있고, 단위 부피당 가스화처리용량이 크며, 생성가스 중 타르 성분이 없으며 반응기 내에 백운석이나 석회석을 첨가할 경우 직접적인 탈황이 가능하므로 석탄 수요의 증가에 따른 고유황 석탄의 처리에 적합하다는 장점이 있다<sup>[4]</sup>.

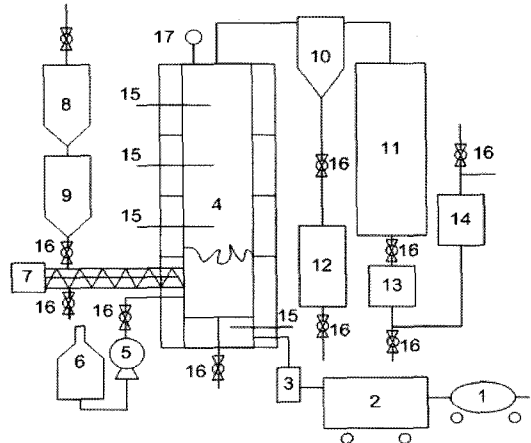
석탄가스화 반응은 건류 열분해, 부분산화, 수성가스화 반응 등이 조합되어 경제적으로 일어나며 이러한 단위반응에 대한 연구는 오랫동안 계속되고 있으나 석탄은 종류와 산지에 따른 성분이 변화가 커서 기존의 제안된 반응특성을 석탄의 모든 종류에 일반적으로 적용시키기는 어렵다<sup>[5]</sup>. 또한 열분해, 가스화 및 연소현상이 동시에 발생하므로 석탄의 종류에 따라 운전조건을 변화시켜 최적의 반응 조건을 찾는 것이 매우 중요하다<sup>[6]</sup>.

본 연구에서는 원탄 중 키레코탄을 대상으로 slagging ash와 clinker의 생성을 억제하기 위하여 유동층반응기를 이용해 비교적 낮은 온도 영역(층의 평균온도; 735~831°C)에서 가스화 반응을 수행하여 스티프공급량, 석탄공급량, 공기공급량 등 가스화 변수에 따른 최적의 가스화 반응조건을 결정하였다. 또한 여러 실험변수들의 변화에 따른 생성가스 성분의 변화를 탈황반응장치의 후단에서 포집하여 정량적으로 분석하고, 발생가스 중 H<sub>2</sub>와 CO의 농도를 기준으로 최적의 반응 조건을 결정하였다.

## 2. 실험장치 및 방법

### 2-1. 실험장치

가스화 장치의 전체공정은 Fig. 1과 같이 개략적으로 나타낼 수가 있다. 가스화로를 중심으로 석탄과 H<sub>2</sub>O, 유동화기체 주입부, 비산입자 포집부, 생성가스를 분석하는 부분으로 나뉜다.



1. compressor, 2. preheater, 3. MFC, 4. gasifier, 5. water pump, 6. water vessel, 7. screw feeder motor, 8. coal hopper, 9. coal feeding hopper, 10. cyclone, 11. condenser, 12. cyclone hopper, 13. mesh filter, 14. control valve, 15. thermocouples & pressure tab, 16. valve.

Fig. 1. Schematic diagram of coal gasification system.

가스화로는 내경 0.01 m, 높이 1.67 m의 원통형 SUS316으로 제작되었고 air plenum, 분산판, 유동층영역, 프리보드 영역으로 구성되며 각각 반응온도까지 가열하기 위하여 3단 매몰히터(용량 6 kW)가 가스화로의 외부에 장착하였다. Air plenum은 장치의 하단으로부터 높이 0.43 m까지이며 유동화 공기와 수증기가 공급될 수 있도록 분산판으로부터 0.22 m 하부에 주입구를 설치하였다. 0.5 cm의 크기의 노즐이 삼각피치로 20개가 배치되어 있는 다공판 형태의 분산판을 사용하였으며, 유동화 영역에는 내경 0.05 m의 석탄주입부가 분산판으로부터 0.2 m에 수평으로 설치하여 주입되는 석탄이 유동화 물질과 원활하게 혼합되도록 하였다. 유동화 물질로는 모래를 사용하였으며, 프리보드 영역은 상부에 0.025 m의 파이프를 통하여 비산된 입자와 함께 생성된 가스가 배출되며 외부에 사이클론을 거쳐 비산된 입자는 포집되고 가스는 응축기를 거쳐 분석되며 배출되도록 하였다. 장치내부의 압력변화를 관찰하기 위하여 가스화기의 상부에 압력계를 설치하였고 시료를 상부를 통하여 주입할 수 있도록 별도의 주입구를 설치하였다. 각각의 영역에서 압력변동을 측정하기 위하여 분산판으로부터 -0.15 m, 0.12 m, 0.33 m, 0.59 m, 0.94 m에 압력 tab를 설치하였고 온도변화를 감지하기 위하여 K형 열전대를 설치하였으며 각각의 온도와 압력을 컴퓨터에 기록하였다.

석탄은 내경 0.025 m, 길이 0.52 m, 피치가 0.01 m인 냉각 jacket이 외부에 설치된 screw feeder를 이용하여

정속을 유지하며 주입하였다. 석탄은 주입 시 압력요동을 막고 석탄의 원활한 주입을 위하여 압력계와 우회로가 설치된 급진기 상부의 호퍼에 투입된다. Air plenum으로는 유동화 기체인 공기와 수증기가 공급되었다. 공기는 외부의 압축기(3HP)로 공급되며 필터와 수분을 제거하기 위한 건조기를 통과시킨 후 MFC(BROOKS 5850E)로 정량되어 유동층내의 반응 온도를 유지하기 위하여 예열기(10 kW)를 이용하여 600까지 가열하여 공급하였다. 수증기는 액체 상태의 물을 펌프로 정속으로 공급되며 파이프라인을 통하여 wind box로 주입하였다. 주입된 물은 고온의 air plenum으로 주입되므로 반응기 온도에 의하여 증발하여 유동화 공기와 혼합된 후 분산판으로 공급하였다.

가스화기에서 생성된 발생가스는 가스화로 상부의 내경 0.02 m의 파이프를 통하여 사이클론(내경 0.12 m)으로 주입되어 비산 유출된 미세입자를 포집하였다. 사이클론을 통과하여 걸러진 석탄가스는 응축기(내경 0.69 m, 높이 0.62 m)를 거쳐 포함된 수분을 응축시킨 후 배출시켰다. 석탄가스 배출부에 우회로를 설치하여 필터를 거쳐 분석기(URAS)로 석탄가스가 유입되도록 하였으며 분석된 발생가스의 성분농도를 컴퓨터로 수집하였다.

## 2-2. 실험조건

보통 석탄은 350°C 이상에서 열분해 반응이 일어나지만 700°C 이상의 온도와 기압상태에서 가스화하는 방법이 비교적 높은 가스화 효율을 나타내는 것으로 알려져 있다. 본 연구에서 수행한 가스화 실험의 실험조건은 Table 1과 같다. 반응압력은 2기압의 기압상태를 유지하였고 온도의 영향을 살펴보기 위해 층의 평균온도를 735~831°C 범위에서 변화시키며 발생가스의 성분을 분석하였다. 반응기내 걸보기 유속은 약 0.23 m/s였으며 석탄의 주입속도는 15.66~35.4 g/min이고 H<sub>2</sub>O의 주입속도는 반응상황에 따라 약 5.22~11.6 g/min으로 변화하였다. 층물질의 총량은 실험 #1은 2,000 g, 실험 #2, #3, #4는 3,000 g을 유지하였다.

## 2-3. 실험재료

본 연구에 사용된 석탄의 성분을 Table 2, 석탄의 입

Table 2. Characteristics of coal.

Proximate analysis (wt%)		Elementary analysis (wt%, dry basis)	
Moisture	10.63	Carbon	57.7
volatile	33.02	Hydrogen	4.48
Ash	21.23	Nitrogen	0.32
Fixed carbon	35.12	Oxygen	14.61
		Sulfur	1.66
Heating value (kcal/kg)		5,300	

도분포를 Fig. 2, 모래의 입도분포를 Fig. 3에 나타내었다. 석탄의 원산지는 인도네시아 키테코탄으로 원탄을 분쇄기에서 분쇄한 뒤 mesh로 크기를 구분하여 사용하였다. Table 2에서 보는 바와 같이 회분은 21%, 고정탄소 35%, 휘발분이 33%였으며, 발열량은 5,300 kcal/kg, 평균입도는 1,525  $\mu\text{m}$ 이었다. 층물질로 사용된 모래의 평균입도는 319.6  $\mu\text{m}$ 이었으며, bulk density는 1.13 g/cm<sup>3</sup>이었다.

## 2-4. 실험방법

본 가스화 실험은 유동화 기체인 공기를 층물질인 모래의 최소유동화 속도로 주입하면서 반응기의 온도를 400°C로 올려 온도가 정상상태에 도달하면 층물질을 상부의 투입구로 주입하여 가스화기 내부의 유동화 상태를 점검한다. 층물질이 투입됨에 따라 분산판, 유동층, 프리보드의 압력을 관찰하고, 유동화 상태가 원활하여 가스화기 내부에서 압력요동이 일어나게 되면 가스화기의 압력을 2기압까지 서서히 상승시킨다. 가스화기의 압력이 원하는 압력에 도달하면 각각의 heater의 온도를 800°C로 맞춘 후 실험조건의 유속에 맞추어 공기의 유량을 조절한다.

실험조건의 온도와 유속이 일정하게 유지되면 screw feeder를 통하여 석탄을 반응기내 투입하면서 펌프로 통하여 물을 주입하여 가스화기의 반응온도와 압력이 정상상태에 도달하도록 조절한다. 석탄의 주입량이 충분하지 않으면 여러 단위반응 중 부분연소반응이 우세하여

Table 1. Experimental conditions.

No.	Experimental variables					
	Pressure (Kg/cm <sup>2</sup> )	Temperature (°C)	Superficial gas velocity (m/s)	Bed material (g)	Coal feeding rate (g/min)	Water feeding rate (g/min)
#1	2	831	0.228	2000	15.66	11.06
#2	2	821	0.228	3000	22.44	5.22
#3	2	735	0.228	3000	23.80	6.30
#4	2	803	0.228	3000	35.4	6.03

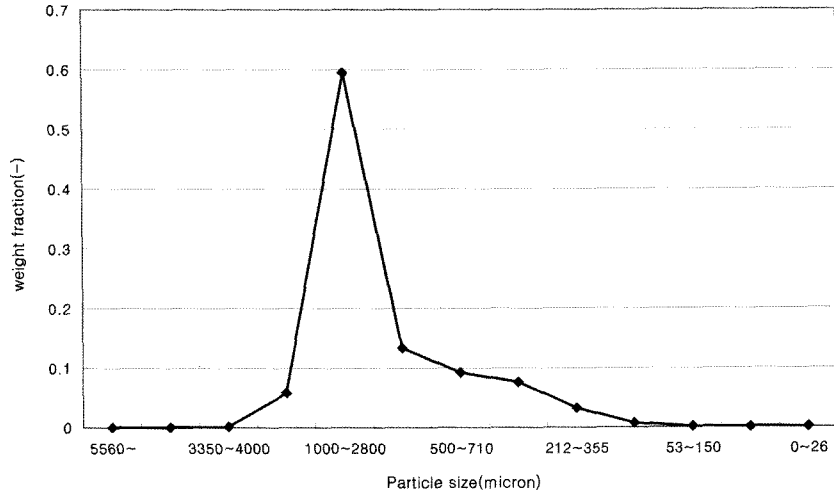


Fig. 2. Particle size distribution of coal.

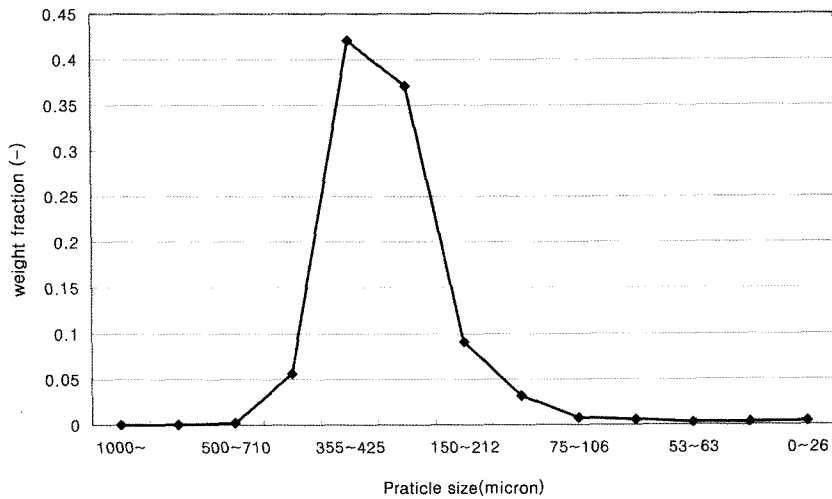


Fig. 3. Particle size distribution of bed material (sand).

CO<sub>2</sub>의 양이 증가하고 반응기 온도 또한 증가하므로 석탄의 주입량과 물의 주입량조절은 매우 중요하므로 반응기상태를 관찰해가며 조절한다. 사이클론과 응축기를 거친 정제 가스는 가스유량계를 거쳐 일부는 분석기로 유입되어 성분이 분석되고 나머지는 외기로 배출하였다.

사이클론에 포집된 미분입자는 주기적으로 배출되어 무게가 정량되며, 응축기에 장착된 호퍼에서는 배출된 가스에서 미 반응된 수분이 응축된 후 측정된다. 실험종료 후에 가스화기 내부에 남은 층물질과 회재를 포집하여 정량하여 호퍼에 잔류한 입자와 미반응으로 배출된 입자들로 교체 물질 수지식을 통하여 전체 탄소전환율

을 계산하였다.

2-5. 발생가스의 열량분석

본 실험에서 가스화 및 열분해반응과 부분연소에 의한 발생가스의 주요성분은 Table 3과 같다. 발생가스의 조성은 열분해, 가스화반응으로 CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, 부분 연소로 CO<sub>2</sub>, 미반응한 수증기와 유동화 공기로 공급된 N<sub>2</sub>로 구성된다. 이 중 에너지원 및 합성원료로 사용할 수 있는 CO와 H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> 중 CH<sub>4</sub>의 양은 상대적으로 미미하며 발생가스는 CO, H<sub>2</sub>(CO : 67.6 kcal/g-mol, H<sub>2</sub> : 68.3 kcal/g-mol)의 주요성분만을 고려하여 열량을 계산하였

**Table 3. Composition of product gas.**

No.	Concentrations		
	H <sub>2</sub> (%)	CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)
#1	2.7	6.8	14.5
#2	2.5	6.1	14.9
#3	4.1	12.0	12.4
#4	3.2	9.4	13.4

다. 생성가스의 조성을 기준으로 한 발생가스의 열량은 564 kcal/m<sup>3</sup>이었다.

실험 #1, #2, #4의 경우 발생가스의 조성이 비교적 일정하다. 그러나 실험 #3에서 보는 바와 같이 발생가스 중 CO<sub>2</sub>가 낮을 경우(즉 부분산화반응이 낮을 경우) 발생가스의 열량은 상대적으로 높게 나타났다. 그렇지만 전체적으로 발생가스의 발열량은 낮다. 이는 장치가 소형이며, 유동화상태를 유지하기 위하여 많은 양의 공기를 주입하여 A/C(공기/석탄 비) 값이 일반적인 가스화 값보다 높아 생성가스가 희석되기 때문으로 사료된다.

### 2-6. 탄소전환율

본 실험에서 물질수지는 원소분석을 기준으로 계산하였다. 주입된 석탄 중 일부는 유동화공기에 의하여 비산 유출된다. 고온의 가스화기에서 유출되었으므로 반응기 내부에서 건조, 휘발되어 수분과 휘발분의 조성은 0%이고 기타 성분은 주입된 석탄의 공업분석 조성에서 변화가 없는 것으로 가정하였다. 총물질에 포함된 미연분의 석탄 함량은 미미하여 탄소 전환율의 계산에서 제외하였다.

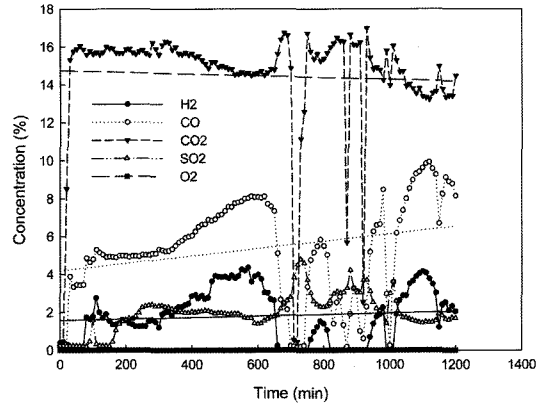
그러므로 탄소 전환율의 계산에서 공급된 석탄의 탄소성분을 기준으로 하여 미반응으로 유출되어 사이클론에 포집되는 석탄의 중량을 고려하면 탄소전환율은 다음과 같은 식으로 계산되며 계산값은 0.75이었다.

$$C_{\text{conversion}} = 1 - \frac{C_{\text{NR}}}{C_{\text{input}}} \quad (1)$$

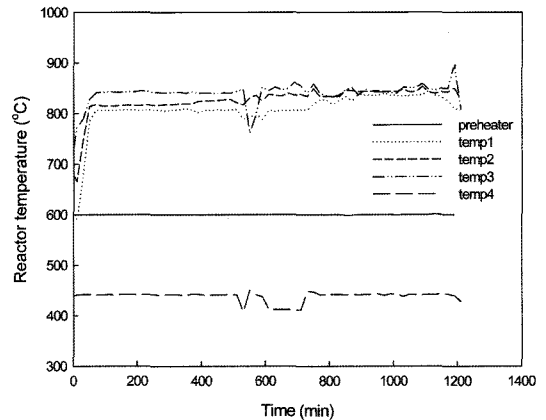
여기서, C<sub>NR</sub>은 미반응 탄소량을 나타내며, C<sub>input</sub>은 공급된 탄소량을 나타낸다.

## 3. 결과 및 고찰

20시간 연속운전 실험(#1)에서 발생가스 농도조성의 변화를 Fig. 4에 나타내었다. 실험초기 생산된 가스조성에서 CO<sub>2</sub>의 초기농도는 15%이었으나 반응이 진행됨에 따라 CO<sub>2</sub>의 농도는 약간 감소하고 CO와 H<sub>2</sub>가스의 조성이 증가하였다. 반응초기에 열분해 반응보다 부분연소반응이 활발하게 일어났음을 알 수 있다. 이는 반응기속



**Fig. 4. Change of product gas compositions by time (20 hr).**



**Fig. 5. Change of reactor temperature by time (20 hr).**

에 산소농도가 충분하여 석탄의 완전연소가 이루어졌기 때문으로 판단된다. 배출가스 중 CO의 농도는 지속적으로 상승하여 약 18%에 도달하였으며 H<sub>2</sub>의 농도는 약 17%였다. 전체 실험에서 계산된 A/C(공기/석탄 비)는 4.45이었으며 S/C(스티프/석탄 비)는 0.21이었다.

20시간 연속운전실험(#1)에서 시험장치의 온도변화를 Fig. 5에 나타내었다. 예열기는 반응기로 들어가는 기체를 가열하기 위하여 설치하였으며 temp1은 반응기 상단, temp2는 프리보드영역, temp3는 유동층영역, temp4는 분산판 아래의 air plenum 영역의 온도변화를 나타낸다. 실험시간이 증가함에 따라 반응온도를 서서히 상승시키면서 기체조성의 변화를 관찰하였다. 일반적으로 반응온도가 높아지면 가스화 효율도 높아지는 것으로 알려져 있으나, 키레코탄의 용융온도는 1,020°C로 950°C 이상으로 반응온도가 상승하면 유동화가 원활하게 이루어지지

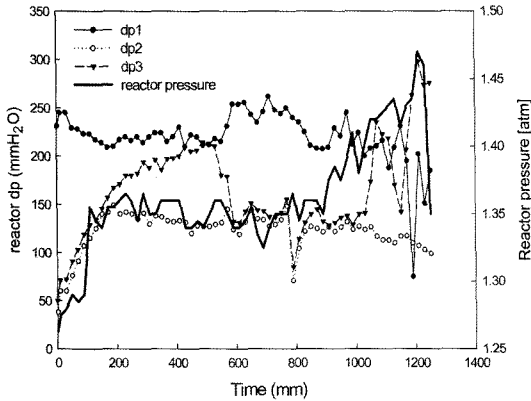


Fig. 6. Change of reactor differential pressure by time (20 hr).

않으며 용융되어 소결현상이 일어나게 된다. 유동화 상태가 악화되면 반응열에 의한 국부가열현상이 발생하여 가스화반응을 진행할 수 없으므로 본 실험에서는 temp3의 온도를 900°C 이하로 유지하였다. 석탄과 수분의 주입속도를 조절하여 장시간 운전에도 안정적인 온도 조절이 가능하였다.

20시간 연속운전 실험(#1)에서 실험장치 내부의 압력변화를 Fig. 6에 나타내었다. dp1은 분산판에서의 압력강하를 나타내며 dp2는 유동층, dp3는 프리보드에서의 압력요동이다. 반응기 전체에서 압력요동은 비교적 일정한 경향을 나타내었다. 만일 석탄중의 불연성 회재가 지속적으로 축적되면 dp2의 압력강하는 시간이 지남에 따라 증가하여야 한다. 그러나 지속적으로 증가하거나 감소하지 않으므로 반응기내에 축적되는 회재의 양이 비산 유출되는 층물질의 양과 거의 같은 양으로 유동층을

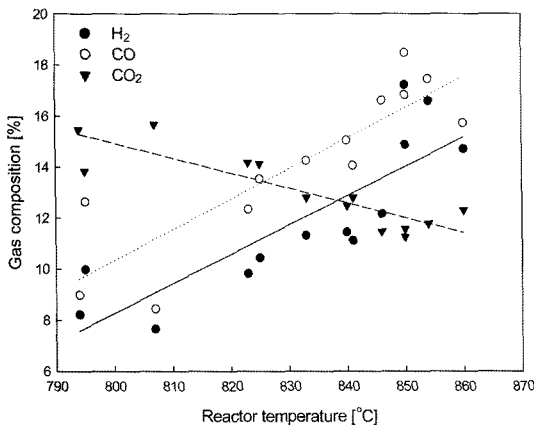


Fig. 7. Effect of reactor temperature on product gas compositions (20 hr).

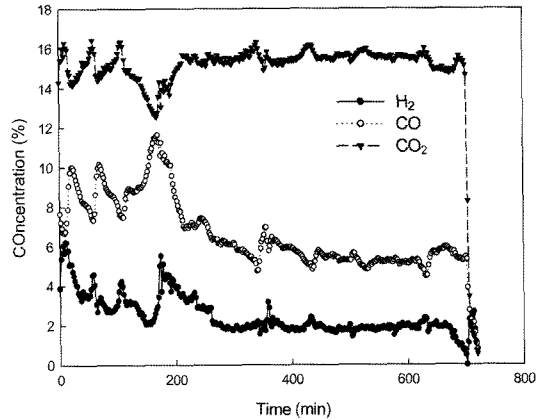


Fig. 8. Change of product gas compositions by time (12 hr).

유지하여 일정하게 유지됨을 알 수 있다. 실험시작후 900 min 이후부터 발생된 수증기의 응축으로 인한 필터의 막힘현상으로 반응기 내부 압력이 증가하였다.

20시간 연속운전 실험(#1)에서 반응기 내부의 평균온도에 따른 발생가스 조성변화를 Fig. 7에 나타내었다. 가스화 온도가 증가함에 따라 CO<sub>2</sub>의 농도는 감소하고 H<sub>2</sub>와 CO의 농도가 증가하는 경향을 나타내었다. 온도가 상승하면 가스화 효율이 높아져 CO<sub>2</sub>의 농도는 감소하고 수성가스화 반응성의 증가로 H<sub>2</sub>와 CO의 농도가 증가하게 된다.

12시간 연속 운전실험(#2)에서 시간변화에 따른 기체 조성을 Fig. 8에 나타내었다. 실험은 약 700분간 수행되었으며 H<sub>2</sub>의 최고농도는 약 6%, CO의 농도는 약 12%였다. 생성되는 가스 중 CO<sub>2</sub>의 농도가 16%로 다른 실험에 비해 약간 높았다. CO, H<sub>2</sub>의 농도는 CO<sub>2</sub>의 농도와 반비례하는 현상을 나타내며 이는 각각의 단위반응이 상호 연관되어 있으며 경쟁관계에 있음을 의미한다. 반응조건에 따라 CO<sub>2</sub>와 CO, H<sub>2</sub>의 평형조건이 변하기 때문에 사료되며 연소반응에 접근하면 CO<sub>2</sub>의 농도가 증가하고, 가스화 반응이 주로 일어나면 CO, H<sub>2</sub>의 농도가 증가한다.

12시간 연속운전 실험(#2)에서 시간변화에 따른 반응기의 온도변화를 Fig. 9에 나타내었다. 반응초기의 온도가 완만히 증가하고 수소발생량을 증가시키기 위하여 300분 이후에는 유동화 공기에 혼합되는 증기의 주입량을 증가시키기에 따라 win box의 온도가 낮아 졌다. 이에 따라 반응기내의 온도는 비교적 일정하게 유지되었음에도 불구하고 반응기의 온도가 상대적으로 낮은 반응조건보다 CO와 H<sub>2</sub>의 조성이 낮아진 것으로 판단된다.

12시간 연속운전실험(#2)에서 각 반응기 높이에 따른

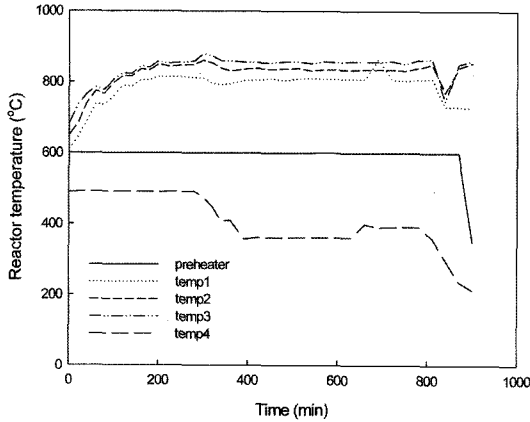


Fig. 9. Change of reactor temperature by time (12 hr).

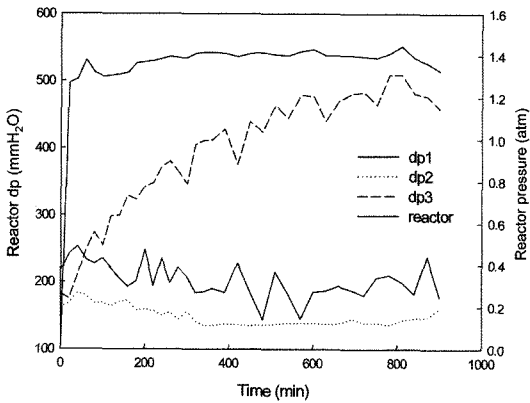


Fig. 10. Change of reactor differential pressure by time (12 hr).

압력변화를 Fig. 10에 나타내었다. dp3(프리보드 영역)에서 실험시간 동안 압력이 지속적으로 증가하였다. 이는 회재와 미연소 석탄이 배출되거나 연소되는 속도보다 석탄의 주입속도가 높아져 충물질이 누적되었기 때문으로 사료된다. 이것은 충높이의 변화를 관찰하여 주입속도를 정밀하게 조절할 필요가 있음을 의미한다.

6시간(#3)과 8시간(#4) 운전동안 생산된 기체의 농도 조성을 Fig. 11과 12에 각각 나타내었다. 본 실험에서 장치의 안정적 운전가능 조건을 찾기 위하여 여러 조건을 변화시켜가며 실험하였으므로 생성되는 기체의 조성에 단절점이 있으나, 본 장치의 조건과 시료조건에서 최대 생성 가능한 연소가스의 조성을 유추해 낼 수 있는 자료이다. 생성되는 기체의 조성 중 연료가스( $CO+H_2$ )의 조성이 최대 약 35% 생산이 가능하였다.

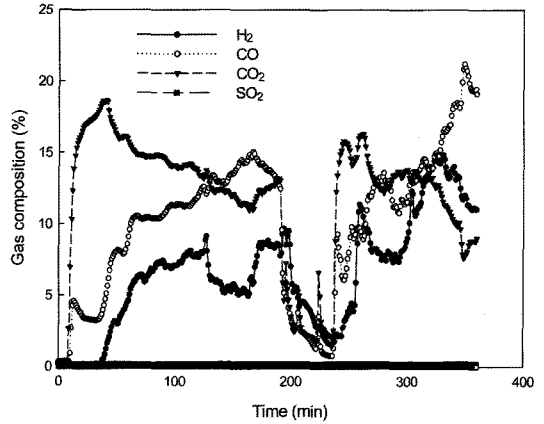


Fig. 11. Change of product gas compositions by time (6 hr).

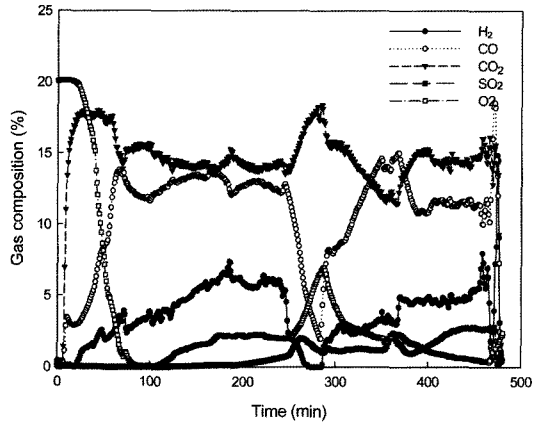


Fig. 12. Change of product gas compositions by time (8 hr).

#### 4. 결 론

본 연구를 통하여 유동층석탄 열분해 반응실험(20시간, 12시간, 6시간, 8시간)을 수행하였으며 반응 조건의 변화에 따른 발생가스의 조성변화를 고찰하였다. 전체 실험에서 계산된 A/C(공기/석탄 비)는 4.45이었으며 S/C(스팀/석탄 비)는 0.21이었다. 유동층 석탄가스화기에서 열분해 반응보다 연소반응이 활발하게 일어나면 반응온도가 급격히 증가하므로 석탄과 스팀의 주입속도 조절이 안정적인 운전에 매우 중요한 인자임을 알 수 있었다.

또한 본 연구를 통하여 발생가스 중 부분연소로 인한  $CO_2$ 의 조성이 높으면  $CO$ 와  $H_2$ 의 조성이 감소하게 되고 이는 독립적인 반응이 아닌 경쟁반응으로 반응온도를 높게 유지하여  $CO_2$ 의 발생을 최소화하는 것이 가스

화 효율을 높일 수 있을 것으로 사료된다. 연속운전을 위한 안정적인 운전조건에서 CO의 농도 약 18%, H<sub>2</sub>의 농도는 약 17%였다. 실험변수의 변화에 따라 생성되는 기체의 조성 중 연료가스(CO+H<sub>2</sub>)의 조성은 최대 약 35% 생산이 가능하였다.

### 참고문헌

1. 이창근 외. "가스화복합기술연구회 활동보고서", 산업자원부, 2005.
2. 선도원 외. "순환유동층연소 및 배연조절기술개발", 연구보고서, 한국에너지기술연구소, 2000.
3. 水谷弘. "石炭 가스化 複合 發電 燃料協會紙", 1983, 62, 803.
4. Wen, C.Y.; Bailie, R.C.; Lin, C.Y.; O'brein, W.S. "Coal gasification" adv. in Chemistry series 131, Ame. Chem. Socie., Washington, 1974, 9.
5. Nowacki, P. "Coal gasification process", Noyes Data Corporation, New Jersey, USA, 1981, 194.
6. 박태준. "석탄 가스화 기술의 기초연구 및 공정선정", 동력자원부, 89-E101-103FG, 1990, 26.
7. Suuberg, E.M.; Peters, W.A.; Howard, J.B. "Product composition and kinetics of lignite pyrolysis, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1978, 17, 34.
8. Dutta, S.; Wen, C.Y.; Belt, R.J. "Reactivity of coal and Char. 1. in Carbon dioxide atmosphere, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1977, 16, 20.
9. Gavalas, G.R. "A random capillary model with application to char gasification at chemically controlled rate", *AIChE J.*, 1980, 26, 557.
10. Adshiri, T.; Furusawa, T. "Relation between CO<sub>2</sub> reactivity of coal char and BET surface area", *Fuel*, 1986, 65, 927.
11. Tseng, H.P.; Edgar, T.F. "The change of the physical properties of coal char during reaction", *Fuel*, 1989, 68, 114.