

# 300MW급 Shell형 1단 분류층 가스화기 성능에 대한 전산수치해석 : 석탄·바이오매스 혼합비에 따른 CO<sub>2</sub> 가스화 반응

홍정우<sup>1</sup> · 박상신<sup>1</sup> · 송지훈<sup>2</sup> · 황정호<sup>3†</sup>

<sup>1</sup>연세대학교 대학원, <sup>2</sup>(주) STX 조선해양, <sup>3</sup>연세대학교 기계공학부

## Numerical Study on 300 MW Shell-Type One-Stage Entrained Flow Bed Gasifier : Effect of Coal·Biomass Blending Ratio on CO<sub>2</sub> Gasification

JUNGWOO HONG<sup>1</sup>, SANG SHIN PARK<sup>1</sup>, JIHOON SONG<sup>2</sup>, JUNGHO HWANG<sup>3†</sup>

<sup>1</sup>Grad. School of Yonsei Univ., 134, Shin Chon-dong Seodeamun-gu, Seoul, 120-749, Korea

<sup>2</sup>STX Offshore & Shipbuilding Co.

<sup>3</sup>School of Mechanical Engineering, Yonsei Univ., 134, Shin Chon-dong Seodeamun-gu, Seoul, 120-749, Korea

**Abstract** >> Recently, gasification technology for coal blended with biomass has been an issue. Especially, An advantages of coal blended with biomass are 1) obtaining high cold gas efficiency, 2) obtaining syn-gas of high-high heating value (HHV), and 3) controlling occurrence of CO<sub>2</sub>. In this study, the efficiency and characteristic of 300 MW Shell type gasifier were predicted using CFD simulation. The CFD simulation was performed for biomass·coal blending ratios of 0~0.2, 0.5, 1 and O<sub>2</sub>/fuel ratios of 0.5~0.84. Kinetic parameters (A, E<sub>a</sub>) obtained by CO<sub>2</sub> gasification experiment were used as inputs for the simulation. In results of CFD simulation, residence times of particle in 300MW Shell type gasifier presented as 7.39 sec ~ 13.65 sec. Temperature of exit increased with O<sub>2</sub>/fuel ratio as 1400 K ~ 2800 K, while there is not an effects of biomass·coal blending ratios. Considering both aspects of temperature for causing wall slagging and high cold gas efficiency, the optimal O<sub>2</sub>/fuel ratio and blending ratio were found to be 0.585 and 0.05, respectively.

**Key words** : Co-gasification(혼합 가스화), Entrained flow bed(분류층), CFD(전산유체역학), Gasifier(가스화기), Coal(석탄), Biomass(바이오매스), Blending ratio(석탄·바이오매스 주입비)

### 1. 서 론

최근 가파른 경제 성장에 따라 에너지 수요가 증가하고 있는 실정이다. 이에 따라, 화석연료가 세계 에너지 공급을 지배하고 있으며, 석탄에 대한 수요

역시 증가하고 있다<sup>1)</sup>. 특히, 석탄은 화석연료 중에서 가장 매장량이 풍부하고 지역적으로 편재되어 있지 않으므로 공급 안정성이 높고 경제성이 우수하다. 이와 함께, 석탄은 200년 이상 사용할 수 있을 정도의 방대한 양이 매장되어있기 때문에, 석탄을 에너지원으로 활용한 많은 기술들이 연구 되어 지고 있다. 특히, 석탄 가스화 기술은 청정 석탄 기술(clean coal technology, CCT)중 가장 앞서고 있다. 석탄 가스화

<sup>†</sup>Corresponding author : hwangjh@yonsei.ac.kr

[ 접수일 : 2012.4.3 수정일 : 2012.5.29 게재확정일 : 2012.6.22 ]

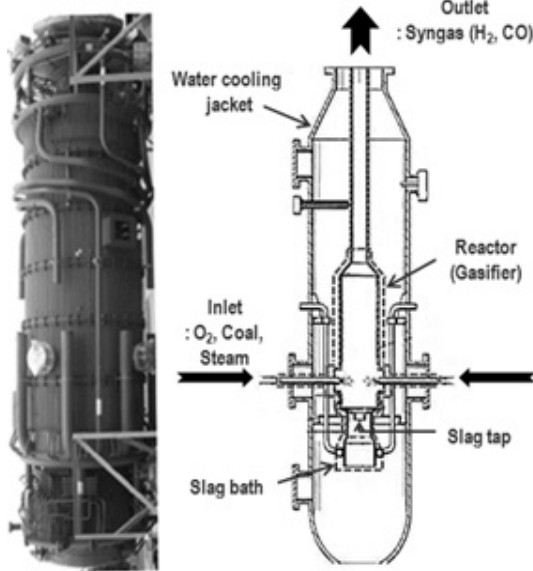


Fig. 1 Prototype of gasifier and water cooling jacket

기술의 가장 뛰어난 친환경적 특성은 바로 황산화물(SOx), 질소산화물(NOx)과 같은 대기오염물질을 거의 발생하지 않는 점이다<sup>2)</sup>.

일반적으로 석탄 가스화 기술은 가스화 형태에 따라 크게 고정층(fixed or moving bed), 유동층(fluidized bed), 및 분류층(entrained bed)으로 구분되며, 이러한 가스화 방식에 따라 생성가스의 조성 및 발열량 그리고 가스화기내의 온도 분포가 크게 달라진다. 또한, 설계 형상에 있어서도 고정층과 유동층보다 덜 복잡하다는 장점이 있다. 이와 같은 이유로 인해 shell, GE energy, conoco philips, texaco, koppers-totzek과 같은 세계 주요 가스화기 제조업체들은 주로 분류층을 사용하는 추세이다<sup>3,4)</sup>.

분류층 shell형 가스화기는 Fig. 1에 나타내었다. 분류층 가스화기는 입구에 적정의 O<sub>2</sub>/coal 비와 steam/coal 비로 연료, 산화제 그리고 스팀이 동시에 주입되어 가스화과정을 통해 고체 연료인 석탄을 이용하여, syngas(합성가스, H<sub>2</sub>+CO)를 얻는데 목적을 둔 반응기이다. 가스화기 내부에서는 1) 석탄의 건조과정 2) 탈휘발화 과정(de-volatilization)을 통한 휘발성물질(volatile matter)의 방출 3) 부분연소 과정(partial

oxidation) 4) 가스화 과정(gasification)을 거친다. 또한, 가스화과정 후 석탄에 남은 회분(ash)은 고온으로 용해되어 유리질의 슬래그(slag)로 만들어진다. 이는 가스화기 벽면을 타고 흐르는 용융슬래그 형태로 slag bath를 통해 배출된다. 여기서, 출구에서 얻어진 syngas는 gas-cleaning 과정을 거쳐, 복합 사이클을 통해 전력을 생산하게 된다.

최근 석탄에 바이오매스를 혼합하는 혼합가스화 기술에 대한 연구가 많이 이루어지고 있다<sup>5-14)</sup>. 바이오매스는 석탄보다 회분 및 황(sulphur)의 함유량이 적고, 높은 휘발성 물질과 고정탄소를 함유하고 있다<sup>5)</sup>. 이러한 이유로 석탄에 바이오매스를 혼합함으로써, 얻는 이점은 다음과 같다. 1) 높은 냉가스 효율(cold gas efficiency, CGE)을 얻을 수 있고, 고 발열량의 합성가스를 얻을 수 있다<sup>6)</sup>. 2) CO<sub>2</sub> 발생을 억제할 수 있고<sup>7)</sup>, 안정적인 가스화 운전조건을 제공할 수 있다<sup>8)</sup>. 3) 바이오매스와 같은 탄소 중립적 연료를 이용함으로써, CO<sub>2</sub> 배출권으로부터 자유롭다.

Sjostrom 등<sup>9)</sup>은 바이오매스·석탄 혼합연료의 가스화 반응성에 대해 연구하였으며, Kajitani 등<sup>10)</sup>은 고온영역에서 바이오매스·석탄 혼합연료의 가스화(Co-gasification) 반응성에 대해 연구하였다. Collot 등<sup>11)</sup>은 벤치스케일(bench-scale) 고정층과 유동층 가스화기 실험을 통해 바이오매스·석탄 혼합연료 적용 시 생성가스 조성을 살펴보았으며, Li 등<sup>12)</sup>도 유동층 가스화기 실험을 통해 바이오매스·석탄 혼합연료 적용에 따른 시너지(synergy)를 연구하였다. Kumabe 등<sup>13)</sup>은 바이오매스·석탄을 공기와 스팀을 이용하여 혼합 가스화를 통해 발생하는 H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>의 특성을 파악하였고, 바이오매스·석탄 혼합비의 영향을 분석하였다. Feroso 등<sup>14)</sup>은 여러 실험조건(온도, 압력, 산화제)을 통해 발생가스 조성, 탄소 전환율 그리고 냉가스 효율등의 특성을 파악하였고, 바이오매스와 석탄 혼합비의 영향을 실험적으로 증명하였다. Fletcher 등<sup>15)</sup>은 바이오매스 분류층 가스화기의 출구 가스 분포를 Reynolds stress 모델과 k-ε 모델 별로 해석하여 비교하였다. 송지훈 등<sup>16)</sup>은 300MW급 shell형 1단 분류층 가스화기에서 O<sub>2</sub>/coal 비, steam/coal 비, 석탄 입자의

**Table 1** Properties of tested coal and biomass

|                 | Coal (wt%) | Biomass (wt%) |
|-----------------|------------|---------------|
| Fixed carbon    | 55.2       | 22.7          |
| Volatile matter | 33.4       | 67.3          |
| Ash             | 7.7        | 0.5           |
| Moisture        | 3.7        | 9.6           |
| Carbon (C)      | 76.4       | 44.6          |
| Hydrogen (H)    | 4.5        | 5.4           |
| Nitrogen (N)    | 1          | negligible    |
| Sulfur (S)      | 0.1        | negligible    |
| Oxygen (O)      | 10.4       | 40            |
| LHV (MJ/kg)     | 28.94      | 14.28         |
| Size (μm)       | 60~70      | <500          |

직경과 inlet 각도가 가스화기에 미치는 영향을 수치 해석을 통해 살펴보았다. 홍정우 등<sup>17)</sup>은 300MW급 1단 분류층 가스화기에 대해 스팀/석탄 비(steam/coal ratio)를 1로, 산소/연료비(이때 연료는 석탄, 바이오매스 혼합연료)를 0.82로 고정시켜 바이오매스와 석탄 혼합비(blending ratio)을 0, 0.5, 1까지 3가지 경우에 대해 가스화기 성능 예측에 대한 시뮬레이션을 수행하였다.

그러나 홍정우 등<sup>17)</sup>의 연구와 같이 스팀/석탄 비를 1로 하였을 경우 현실적인 가스화 운전조건에서 많이 벗어난다. 때문에 본 연구에서는 송지훈 등<sup>16)</sup>의 연구를 참고로 스팀/석탄 비를 0.042로 선정했다. 또한 기존 홍정우 등<sup>17)</sup>의 연구와 다르게 산소/연료비(이때 연료는 석탄, 바이오매스 혼합연료)를 0.5~0.84로, 바이오매스/석탄 혼합비를 0 ~ 0.2, 0.5, 1로, 벽면 Heat loss를 0.7% of HHV of coal로 Shell형 분류층 가스화기 성능 예측에 대한 연구를 수행하였다.

## 2. 수치해석 모델

본 계산에서 사용하는 가스화기 형상, 기체 모델 지배방정식, 탈휘발화 및 가스화 모델, 복사 열전달 모델은 송지훈 등<sup>16)</sup>이 사용한 모델을 사용하였다. 자세한 내용은 송지훈 등<sup>16)</sup>의 논문을 참고하기 바란다.

**Table 2** Test conditions

|                            |                      |               |
|----------------------------|----------------------|---------------|
| Feed ratio                 | BR                   | 0~0.2, 0.5, 1 |
|                            | O <sub>2</sub> /fuel | 0.5~0.84      |
|                            | Steam/fuel           | 0.042         |
| Coal particle size (μm)    | Coal                 | 100           |
|                            | Biomass              | 300           |
| Inlet angle (°)            | 0                    |               |
| Heat loss                  | 0.7% of fuel HHV     |               |
| Fuel feeding rate (kg/sec) | 6                    |               |
| Operating pressure (atm)   | 42                   |               |

Table 2의 heat loss의 경우, 가스화기 벽면온도 분포를 파악하여 경계조건으로 상용해야 하지만, 현실적으로 벽면에서의 온도분포를 파악할 수 없다. Wu 등<sup>18)</sup>은 Entrained flow coal slurry gasifier에서 constant heat flux를 벽면 경계조건으로 채택하여 계산을 수행하였다. 따라서 본 연구에서는 Constant heat flux 조건으로 계산을 수행하였다. 또한 홍정우 등<sup>19)</sup>의 연구에서 벽면 slag layer를 고려하여 계산한 결과(벽면 heat loss = 0.7% of HHV of coal)를 본 연구에서 경계조건으로 사용하였다.

### 2.1 석탄·바이오매스 및 계산 조건

석탄은 중국에서 수입된 shin-wha탄을 사용하였으며, 바이오매스는 경상북도에서 생산된 금강소나무(*pinus densiflora* for. *erecta*, 경북과 강원도에 주로 분포)를 사용하였다. 이에 대한 원소분석과 공업분석 결과를 Table 1에 표시하였다. 또한 수치해석 시 가스화기의 고정된 조건과 본 연구에서 살펴볼 항목에 대한 변수 범위를 Table 2에 나타내었다. 본 연구에서는 바이오매스와 석탄을 혼합하여 가스화기에 적용하였으며, 바이오매스와 석탄의 혼합비는 다음과 같이 정의된다.

$$BR = \frac{\text{Biomass mass}}{\text{Coal mass} + \text{Biomass mass}} \quad (1)$$

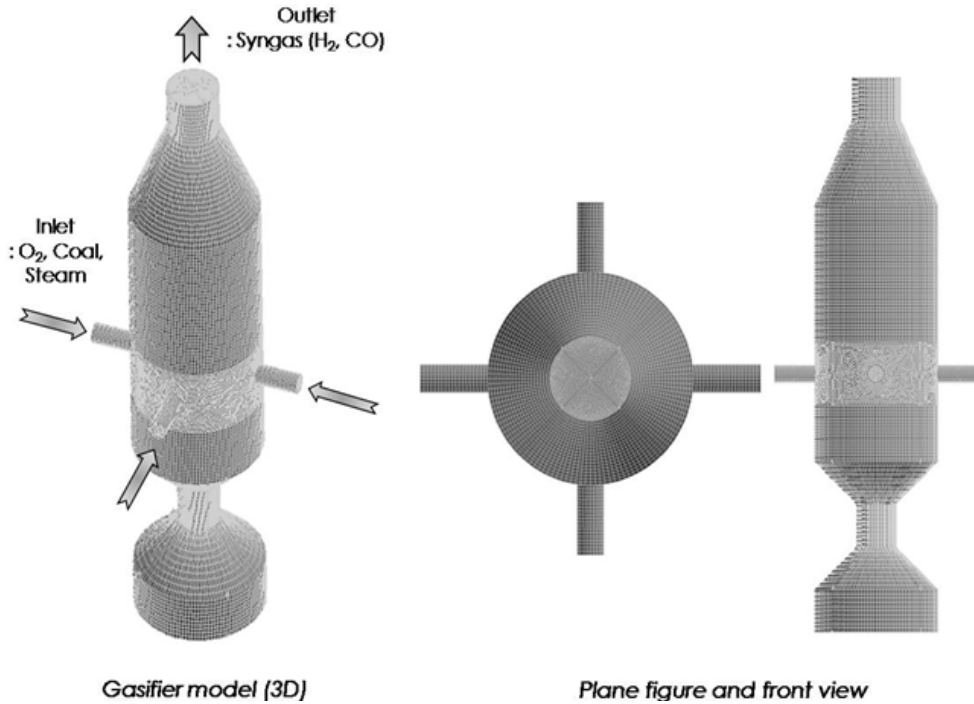


Fig. 2 Simplification and geometry of the gasifier

## 2.2 가스화기 모델 형상

Fig. 2는 가스화기 해석 형상을 나타낸 것으로 약 64만개의 격자로 구성되어 있다. 실제 가스화기는 평면도 기준으로 4방향, 상하좌우대칭의 4개의 입구에서 연료, 산화제 및 스팀이 동시에 주입된다. 주입된 연료는 가스화기 내부에서 가스화 반응이 일어난 후 출구로 합성가스가 나오게 된다.

## 2.3 기체 및 석탄 입자 거동 모델

본 가스화기 모델에서는 1) 기체의 난류유동과 혼합 및 반응, 2) 석탄 입자의 유입과 난류에 의한 분산, 3) 석탄의 탈휘발화(devolatilization), 휘발성분의 부분 연소, char의 부분 연소 및 가스화, 4) 석탄, 촉, 회분 사이의 대류 및 복사에 의한 열전달을 고려하였다.

본 연구에서 사용한 가정들은 다음과 같다. 1) 3차원 정상상태유동, 2) 벽면의 경계조건은 no-slip condition

(zero velocity) 3) 바이오매스/석탄 입자의 연소 및 반응은 표면에서부터 일어남, 4) 가스화기 벽면에서의 열손실을 연료의 고위발열량(HHV : high heating value)대비 0.7%로 가정, 5) dilute system(입자의 부피 비율이 기체의 부피 비율의 10% 미만인 경우)이기 때문에, 석탄 입자 사이의 상호작용은 무시하였다.

송지훈 등<sup>16)</sup>은 바이오매스와 석탄을 하나의 DPM 모델로 계산을 수행하였다. 하지만, 석탄과 바이오매스는 서로 다른 밀도를 가지고 있고, 실제 공정에서도 각각 독립된 노즐로 분산되어 투입되기 때문에 하나의 DPM 모델을 사용할 경우, 실제의 입자 거동과는 달라질 수밖에 없다. 따라서 본 연구에서는 이러한 단점을 보완하여 석탄과 바이오매스를 각각 독립된 DPM 모델을 적용하여 계산을 수행하였으며, 이에 따라 석탄과 바이오매스에서 일어나는 탈휘발화, 촉(char)의 부분연소 및 가스화 반응 또한 독립적으로 계산되게 하였다. 본 연구에서 사용한 기체 모델의 지배방정식, 바이오매스/석탄 입자거동 모델,

**Table 3** E(Activation energy) and A(Pre-exponential factor) for mixture fuel ratios

| Sample (blending %)        | A [1/min]            | E [kJ/mol]           |
|----------------------------|----------------------|----------------------|
| Coal (100%)                | 1.21 <sup>18)</sup>  | 65.61 <sup>18)</sup> |
| Coal (95%) + Biomass (5%)  | 2.02 <sup>18)</sup>  | 71.68 <sup>18)</sup> |
| Coal (90%) + Biomass (10%) | 2.79 <sup>18)</sup>  | 74.98 <sup>18)</sup> |
| Coal (85%) + Biomass (15%) | 5.83 <sup>18)</sup>  | 84.04 <sup>18)</sup> |
| Coal (80%) + Biomass (20%) | 8.52 <sup>18)</sup>  | 87.93 <sup>18)</sup> |
| Coal (50%) + Biomass (50%) | 3.48 <sup>19)</sup>  | 25.5 <sup>19)</sup>  |
| Biomass (100%)             | 44.38 <sup>19)</sup> | 52.7 <sup>19)</sup>  |

바이오매스/석탄 입자 반응 메커니즘 모델은 송지훈 등<sup>16)</sup>의 논문을 참고하기 바란다.

## 2.4 석탄·바이오매스 촉 가스화 반응 상수

송지훈 등<sup>20)</sup>은 바이오매스·석탄 혼합비를 0~0.2로 섞어가면서 바이오매스·석탄 촉 CO<sub>2</sub> 가스화 반응에 대한 반응 상수를 구하였다. 가스화실험에 앞서 1000℃의 질소(N<sub>2</sub>) 분위기에서 60분간 체류를 시켜 바이오매스·석탄 촉을 제조하였다. 이렇게 제조된 촉을 1250~1400℃ 범위에서 50℃ 단위별로 온도를 높이며 가스화 반응성 변화를 관찰하였다. 가스화 실험에서는 질소 3ℓ/min, 이산화탄소 2ℓ/min, 총 5ℓ/min를 주입하였다. 그리고 같은 방법으로 서동균 등<sup>21)</sup>은 같은 연료를 사용하여 BR=1, 0.5인 경우에 대해 바이오매스·석탄 촉 CO<sub>2</sub> 가스화 반응에 대한 실험을 수행하여 반응상수를 도출하였다. 반응성에 대한 결과는 Table 3에 나타내었다. 촉-CO<sub>2</sub> 가스화 반응식<sup>22,23)</sup>은 다음식 (2)에 나타내었다.



이와 같이 본 연구에서는 송지훈 등<sup>20)</sup>과 서동균 등<sup>21)</sup>에 의해 수행된 가스화 실험을 통해 구한 반응상수를 수치해석 모델링에 적용하여 계산을 수행하였다. 또한, 상압에서 얻은 촉+CO<sub>2</sub> 가스화 반응실험의 데이터는 그대로 사용하였다. 이는 shell 가스화기가

고압에서 작동되지만, 이에 대한 관계식이 없으며, 반응상수와 가스화기 압력의 상관관계가 분명치 않기 때문이다.

Kajitani 등<sup>24)</sup>은 0.2에서 2.0MPa까지 압력에 따라 가스화 반응상수가 약 20%내외로 증가한다고 하였지만, Ahn 등<sup>25)</sup>은 오히려 0.5에서 1.5MPa까지 압력의 증가에 따라 가스화 반응상수가 감소한다는 연구 결과를 발표하였다. 따라서 본 연구에서는 상압에서 실험한 가스화 반응실험 데이터를 그대로 CFD에 적용하여 계산하였다.

촉-H<sub>2</sub>O 가스화 반응식<sup>22,23)</sup>은 (3)식과 같다.



본 연구에서는 C를 석탄 촉(100%)라고 간주하여 계산에 적용시켰다. 향후 실험을 통해 바이오매스·석탄에 혼합된 촉로 보완하여 추가적인 계산을 진행할 계획이다.

## 3. 결과 및 고찰

일반적으로 가스화기의 성능은 냉가스 효율과 탄소 전환율(carbon conversion efficiency, CCE), 그리고 합성가스 내의 CO+H<sub>2</sub> 함량, 입자의 체류시간 등을 기준으로 표시한다. 본 연구의 수치해석 결과에서는 탄소 전환율이 모든 경우에 99.99%가 나왔으며, Graaf 등<sup>26)</sup>의 결과와 일치한다. 그들은 Shell형 분류층 가스화기 보고서에서 미연의 char를 재순환 시키지 않는 운전조건에서 탄소 전환율이 99.3 ~ 99.9%라고 보고한 바 있다. 본 연구에서 해석된 Shell형 분류층 가스화기는 2000℃ 근처에서 운전되며 다른 상용 석탄 가스화기에 비해 높은 열전달과 많은 양의 산화제가 투입되는 특징을 가지고 있다. 이와 같이 Shell형 분류층 가스화기는 고온 분위기와 많은 산화제의 양 때문에 탄소가 쉽게 전환되어 높은 탄소 전환율을 보이는 특징이 있다. 탄소 전환율은 다음 식 (4)와 같이 나타낸다.

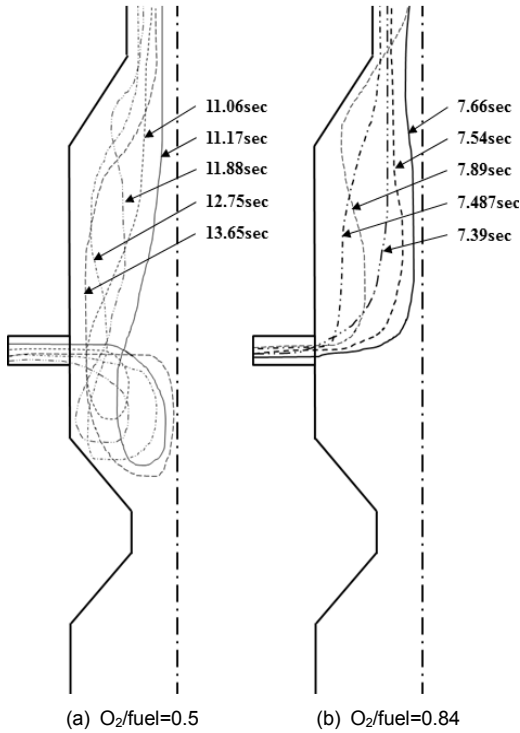


Fig. 3 Particle residence time [sec]

$$\text{탄소전환율}(CCE) = \frac{\text{가스로 전환된 탄소량}}{\text{연료 전체 탄소량}} \quad (4)$$

입자의 체류 시간은 CFD 계산 결과에서 particle track 항목의 elapsed time에서 알 수 있다. Fig. 3은 BR=0.5에 대해서 (a)  $O_2/fuel=0.5$ 와 (b)  $O_2/fuel=0.84$  일 때 각각 가스화기 내부의 입자 체류시간을 particle track의 path line 형식으로 나타낸 것이다. (a)  $O_2/fuel=0.5$ 의 경우 가스화기 내부의 입자의 체류시간이 균일하게 퍼져 있는 것을 확인할 수 있다. 반면에, (b)  $O_2/fuel=0.84$ 인 경우 입자의 체류시간이 가스화기의 상부 쪽으로 퍼져 있는 것을 확인할 수 있다. 이러한 결과는  $O_2$ 의 유입량에 기인 한 것인데, 일정한 크기의 반응기에서  $O_2$ 의 유입량이 작을수록 가스화기 내부에 투입된 연료의 체류시간은 길어지게 되고,  $O_2$ 의 유입량이 커질수록 가스화기 내부에 투입된 연료의

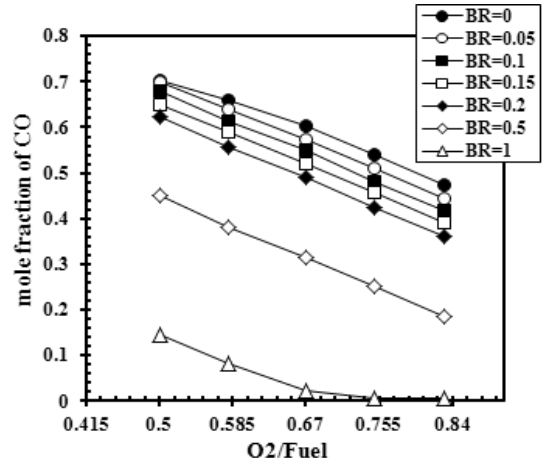


Fig. 4 CFD results for mole fraction of CO

체류시간은 짧아지는 경향을 보여 주고 있다. 체류시간이 길다는 의미는 반응기 내의 유속이 작음을 뜻한다. 이렇게 반응기 내의 유속이 너무 작아지면, 투입연료와 반응매체사이의 혼합 효과가 떨어지게 된다. 또한, 반응기의 크기도 커져야 하므로, 반응기 내의 온도를 높이기 위해 더 많은 에너지가 요구된다. 따라서 적정 체류시간이 필요하다.

### 3.1 O<sub>2</sub>/Fuel 비의 영향

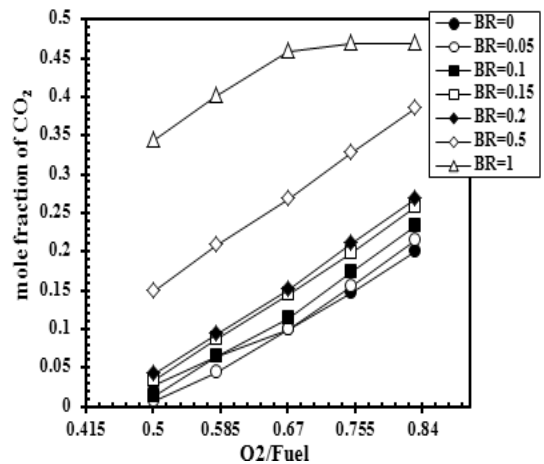


Fig. 5 CFD results for mole fraction of CO<sub>2</sub>

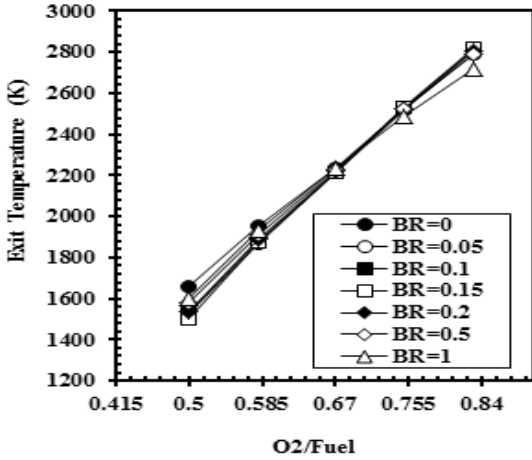


Fig. 6 CFD results for mole fraction of exit temperature

가스화기의 설계 변수를 설정함에 있어, 가장 먼저 최적의 O<sub>2</sub>/fuel 비의 결정이 선행되어야 한다. 이에 따라, 연료 투입량(바이오매스+석탄 = 6kg/s), 운전압력(42 atm), steam/fuel 비(0.042)를 고정시킨 상태에서 O<sub>2</sub>/fuel 비를 0.5~0.84까지 변화시키며 가스화에 대한 해석을 진행하였다. 바이오매스·석탄 혼합비에 따른 O<sub>2</sub>/fuel 비에 대해 가스화기 출구 단면에서 얻은 결과를 Fig. 4에서 Fig. 10까지에 나타내었다.

Fig. 4에서 볼 수 있듯 산소의 투입량이 많아질수록 일산화탄소(CO)의 몰 분율이 감소하는 경향을 보

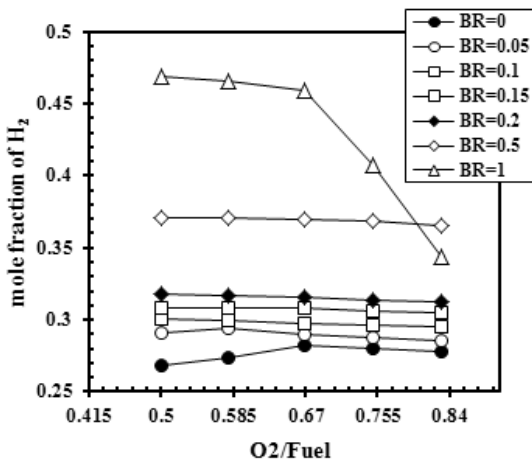


Fig. 7 CFD results for mole fraction of H<sub>2</sub>

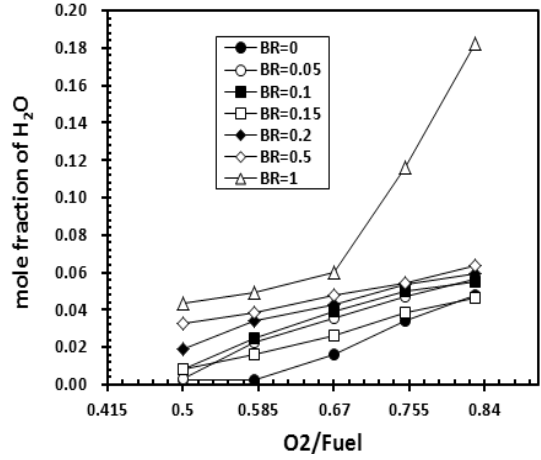


Fig. 8 CFD results for mole fraction of H<sub>2</sub>O

였다. 반면, Fig. 5를 보면 산소의 투입량이 증가할수록 CO<sub>2</sub>의 발생량이 증가함을 볼 수 있다. 이는 CO의 연소 반응( $CO + 1/2O_2 \rightarrow CO_2$ )이 산소가 많을수록 잘 일어나기 때문이다.

이런 현상에 의해 CO 몰 분율의 감소로 이어진다. 또한 CO의 연소 반응은 발열 반응이기 때문에 Fig. 6에서 나타났듯이 산소의 투입량이 많아짐에 따라 가스화기의 출구 가스 온도가 증가하는 경향을 보였다.

Fig. 7을 보면, BR이 높을수록 H<sub>2</sub>의 몰분율도 높게 나타났다. 이는 석탄과 바이오매스가 가지고 있는 H의 함량이 바이오매스가 더 많기 때문이다(Table 1 참조). 또한 BR=0~BR=0.5인 경우 산소의 투입량이 증가할수록 수소의 변화는 뚜렷이 나타나지 않았다. 이는 반응기로 투입되는 O<sub>2</sub>가 대부분 CO와 반응( $CO + 1/2O_2 \rightarrow CO_2$ ) 하였기 때문에 H<sub>2</sub>의 몰분율 변화에 큰 영향을 미치지 못한 것으로 사료된다. 반면에, BR=1인 경우, O<sub>2</sub>/fuel=0.67 이상의 영역에서 수소의 몰분율이 급격히 감소하였다. 이는 O<sub>2</sub>와 반응할 수 있는 CO의 몰분율이 충분치 않아(Fig. 4의 BR=1인 경우 O<sub>2</sub>/fuel=0.67 참조) H<sub>2</sub>와 O<sub>2</sub>가 반응( $H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$ ) 하였기 때문에 H<sub>2</sub>의 몰분율이 급격히 감소한 것으로 사료된다. 이러한 결과는 Fig. 8에서 나타난 것과 같이 BR=1인 경우, O<sub>2</sub>/fuel = 0.67 이상의 영역에서 H<sub>2</sub>O의 몰분율이 급격히 증가하는 경향으로 확

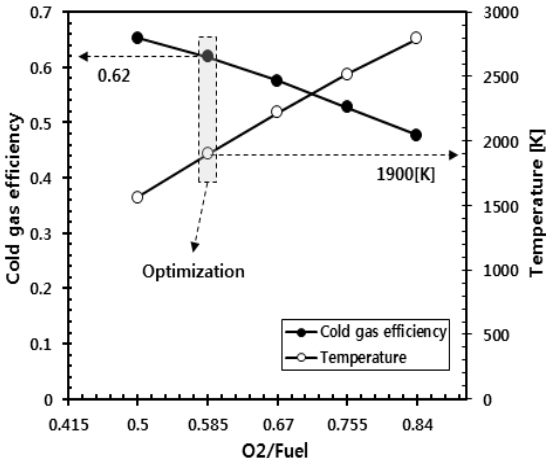


Fig. 12 Cold gas efficiency and temperature for O<sub>2</sub>/fuel ratio

인할 수 있다.

Fig. 9는 합성 가스의 총 몰분율을 나타내고 있다. 산소의 투입량이 많을수록 합성가스의 생성량이 적어지는 것을 확인할 수 있다. BR=0 ~ 0.5인 경우, CO의 생성량이 O<sub>2</sub>/fuel 비가 증가할수록 감소하는 경향을 보였으며 (Fig. 4 참조), H<sub>2</sub>의 생성량은 O<sub>2</sub>/fuel 비가 증가할수록 거의 변화가 없었다 (Fig. 7 참조). 반면에 BR=1인 경우, CO의 생성량이 O<sub>2</sub>/fuel 비가 증가할수록 감소하다가 0.67 이상부터는 변화가 거의 없는 경향을 보였으며, H<sub>2</sub>의 생성량은

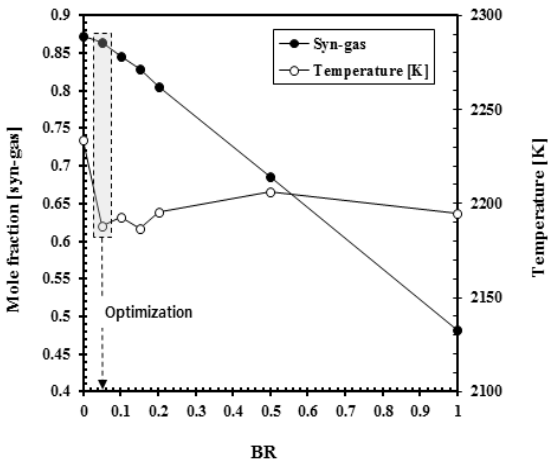


Fig. 13 Mole fraction of syn-gas and temperature for blending ratio

O<sub>2</sub>/fuel 비가 증가할수록 거의 변화가 없다가 O<sub>2</sub>/fuel 비가 0.67 이상부터 급격히 감소하는 경향을 보였다. 이와 같이 BR=0 ~ 0.5인 경우, 합성가스 생성량의 감소는 CO의 생성량 감소가 지배적이다. 하지만 BR=1인 경우 O<sub>2</sub>/fuel 비 0.67 이상부터는 H<sub>2</sub>의 생성량 감소가 지배적이다.

이는 연료에 휘발분이 다량 함유하고 있으면 합성가스 유량이 상승한다. 또한 O<sub>2</sub>/fuel 비가 높을수록 입구에서의 O<sub>2</sub> 유입 유량이 많아지기 때문에 출구가스 유량 또한 상승한다. 그러므로 동일가스화 유량 조건에서 합성가스의 총 몰분율을 알아야 한다. Fig. 10은 출구에서의 유량을 O<sub>2</sub>/fuel비=0.5, BR=0 인 경우의 유량으로 환산했을 때 다양한 O<sub>2</sub>/fuel 비와 BR에 대해 합성가스의 총 몰분율을 표현 하였다.

출구 온도를 설정할 때, 석탄 가스화 후 생성되는 슬래그(slag)의 용융점 온도를 고려해야한다. 이는 벽면을 따라 흘러내리는 용융 슬래그가 용융점 아래의 온도에서는 고형화 되어 출구 및 용융 배출구(tap hole) 부분을 막기 때문이다. Turns<sup>27)</sup>의 연구에서 보고된 바와 같이 슬래그의 용융점은 1000-1500°C이므로, 1800K 이상이 되어야 원활한 운전이 가능하다. 특히 shell 형 가스화기의 경우 wall slag 조건에서 운전된다. 따라서 가스화기 내부온도가 1800K 이상에서 운전되어야 slag 현상에 의한 운전 정지가 일어나지 않게 된다<sup>28)</sup>. 따라서 Fig. 6에서 슬래그의 용융 온도(1800K 이상)를 고려하게 되면, 최적의 O<sub>2</sub>/fuel 비는 ≥0.585이다.

가스화기의 성능을 보여주는 냉가스 효율(CGЕ: cold gas efficiency)은 Fig. 11에 보였다.

냉가스 효율은 다음과 같은 식으로 구해진다.

$$CGE = \frac{HHV \text{ of Product Gas}}{HHV \text{ of Fuel}} \quad (5)$$

산소의 투입량이 많아질수록 냉가스 효율은 감소하는 경향을 보였다. 이는 CO의 연소에 의해 상대적으로 CO<sub>2</sub>가 많이 생성되었기 때문이다. 이러한 경향은 석탄보다 바이오매스에서 더욱 뚜렷이 나타난다.



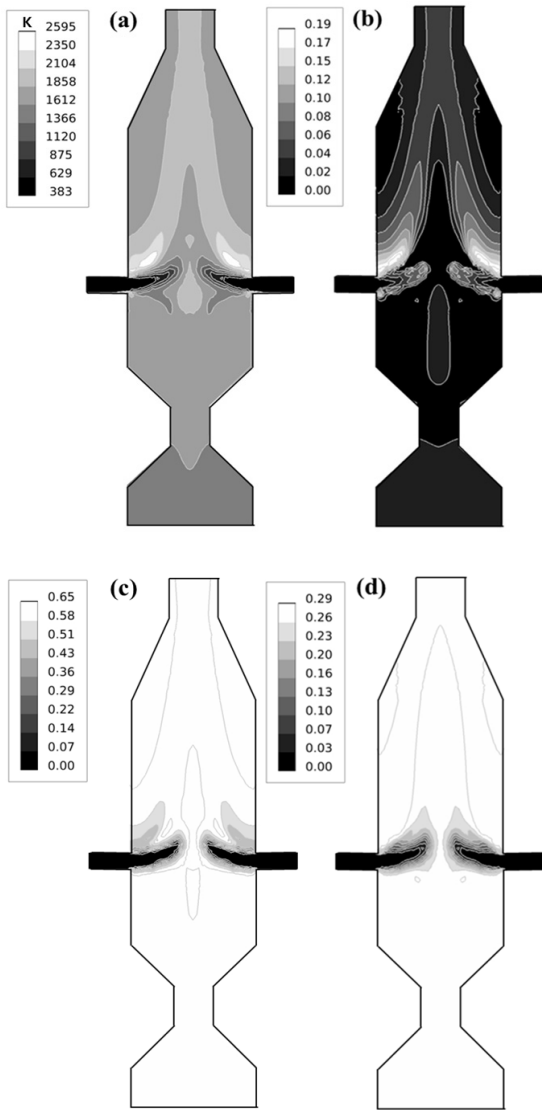


Fig. 14 Temperature (a) profile and mole fraction of CO<sub>2</sub> (b), CO (c), and H<sub>2</sub> (d)

그 이유는 바이오매스가 석탄보다 O의 함량이 약 4 배 정도 더 많기 때문으로 사료된다.

앞에서 언급된 계산 결과들(Fig. 6과 Fig. 11 참조)을 토대로 최적의 O<sub>2</sub>/fuel비를 Fig. 12에 도출하였다. O<sub>2</sub>/fuel비가 증가할수록 가스화기의 출구 온도는 1400K에서 2800K까지 증가하는 반면, 냉가스 효율은 75%에서 41%까지 감소하는 경향을 보였기 때문에 Fig. 12에서 나타난 바와 같이 shell 형 가스화기의 슬래

그 용융 온도(1800K 이상)를 고려한 운전조건과 냉가스 효율 측면을 모두 고려한 최적의 O<sub>2</sub>/fuel 비는 0.585라 하겠다. 이처럼 O<sub>2</sub>/fuel비 0.585에서 가스화기 출구 온도는 1900K을 보였고, 냉가스 효율을 62% 보였다. 또한 앞에서 언급된 계산 결과들(Fig. 6과 Fig. 9 참조)을 토대로 최적의 O<sub>2</sub>/fuel비를 Fig. 12에 도출하였다. BR이 증가할수록 가스화기의 출구 온도는 약 2180K~2250K 까지 큰 변화가 없는 반면, 합성가스 생성량은 약 0.87~0.47까지 감소하는 경향을 보였다. 때문에 Fig. 13에서 나타난 바와 같이 가스화기의 출구 온도를 고려한 운전조건과 합성가스 생성량을 고려한 최적의 BR은 0.05라 하겠다. 이처럼 BR 0.05에서 가스화기 출구 온도는 약 2180K을 보였고, 합성가스 생성량은 약 0.85를 보였다.

### 3.2 최적 O<sub>2</sub>/Fuel 비와 BR에서 온도, CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>의 가스화기내 분포

본 연구에서 도출된 최적의 O<sub>2</sub>/fuel 비 0.585와 BR 0.05에서 가스화기 내의 온도, CO, H<sub>2</sub>, 그리고 CO<sub>2</sub>의 분포를 Fig. 14 (a) ~ (d)에 나타내었다. Fig. 14를 보면 알 수 있듯이 석탄 주입구 근처에서 부분 연소로 인해 온도가 약 2400K까지 상승함을 알 수 있다. 또한, 이 지역에서 석탄의 탈휘발화 반응이 빠르게 일어나며, 상부에서 가스화의 반응이 주로 형성된다는 것을 Fig. 14 (b) ~ (d)을 통해 관찰 할 수 있다.

## 4. 결 론

본 연구는 300MW급 shell형 분류층 1단 가스화기의 석탄/바이오매스 혼합비와 O<sub>2</sub>/fuel 비에 따른 가스화기의 운전 특성 및 성능을 예측하고, 최적의 운전 조건을 도출하기 위해 CFD 모델링을 수행하였다. 기존 연구에 비해 O<sub>2</sub>/fuel 비를 0.5~0.84로, 석탄/바이오매스 혼합비를 0~0.2, 0.5, 1까지 추가하여 CFD 해석을 수행하였다. 그 결과 syn-gas 물분률 및 온도를 고려하였을 때, 최적의 BR은 0.05 였고, O<sub>2</sub>/fuel비 = 0.585였다. 부수적인 결과들은 다음과 같다.

- 1) 출구 온도는 O<sub>2</sub>/fuel 비가 높을수록 1400K~2800K으로 함께 상승하였고 석탄/바이오매스 혼합비에 의한 영향은 없었다.
- 2) O<sub>2</sub>/fuel비가 증가할수록 CO의 연소반응에 의해 CO<sub>2</sub>가 증가하였고, BR = 1인 경우 O<sub>2</sub>/fuel비 = 0.67에서 H<sub>2</sub>의 연소반응에 의해 H<sub>2</sub>O가 급격히 증가하였다.
- 3) CFD 해석을 수행한 결과 투입 연료(입자)의 체류 시간은 7.39초~13.65초를 보였다.

## 후 기

본 연구는 2010년도 지식경제부의 재원으로 한국 에너지 기술평가원(KETEP) 신·재생에너지기술개발 사업-원천기술개발(과제번호:2010T100101092)의 지원을 받아 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

## 참 고 문 헌

1. A. J. Minchener, "Coal gasification for advanced power generation", *Fuel*, Vol. 84, 2005, pp. 2222-2235.
2. G. J. Stiegel, and R. C. Maxwell, "Gasification technologies: the path to clean, affordable energy in the 21st century", *Fuel Processing Technology*, Vol. 71, 2001, pp. 79-97.
3. L. D. Smooth, and P. J. Smith, "Coal combustion and gasification", Plenum Press, 1985, pp. 163-210.
4. R. Hotchkiss, "Coal gasification technologies", *Journal of Power and Energy*, Vol. 217, 2003, pp. 27-33.
5. Y. G. Pan, E. Velo, X. Roca, J. J. Manyà, and L. Puigjaner, "Fluidized-bed co-gasification of residual biomass/poor coal blends for fuel gas production", *Fuel*, Vol. 79, 2000, pp. 1317-1326.
6. E. Henry A. Long, and T. Wang, "Case studies for biomass/coal co-gasification in IGCC applications", *Proceedings of ASME Turbo Expo (Vancouver, Canada)*, 2011, pp. 1-15.
7. T. R. McLendon, A. P. Lui, R. L. Pineault, S. K. Beer, and S. W. Richardson, "High- pressure co-gasification of coal and biomass in a fluidized bed", *Biomass and Bioenergy*, Vol. 26, 2004 pp. 377-388.
8. F. Pinto, C. Franco, R. Neto André, C. Tavares, M. Dias, I. Gulyurtlu, and I. Cabrita, "Effect of experimental conditions on co-gasification of coal, biomass and plastics wastes with air/steam mixtures in a fluidized bed system", *Fuel*, Vol. 82, 2003, pp. 1967-1976.
9. K. Sjostrom, G. Chen, Q. Yu, C. Brage and C. Rosen, "Promoted reactivity of char in co-gasification of biomass and coal: Synergies in the thermochemical process", *Fuel*, Vol. 78, 1999, pp. 1189-1194.
10. S. Kajitani, Y. Zhang, S. Umemoto, M. Ashizawa and S. Hara, "Co-gasification Reactivity of Coal and Woody Biomass in High-Temperature Gasification", *Energy & Fuels*, Vol. 24, 2010, pp. 145-151.
11. A. G. Collot, Y. Zhoo, D. R. Dugwell, and I. Kandiyoti, "Copyrolysis and co-gasification of coal and biomass in bench-scale fixed bed and fluidised bed reactors", *Fuel*, Vol. 78, 1999, pp. 667-679.
12. K. Li, R. Zhang, and J. Bi, "Experimental study on syngas production by co-gasification of coal and biomass in a fluidized bed", *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 35, 2010, pp. 2722-2726.
13. K. Kumabe, T. Hanaoka, S. Fujimoto, T. Minowa, and K. Sakanishi, "Co-gasification of woody biomass and coal with air and steam", *Fuel*, Vol. 86, 2007, pp. 684-689.
14. J. Feroso, B. Arias, M. G. Plaza, C. Pevida, F. Rubiera, J. J. Pis, F. García-Peña, and P. Casero, "High-pressure co-gasification of coal with biomass and petroleum coke", *Fuel Processing Technology*, Vol. 90, 2009, pp. 926-932.
15. D. F. Fletcher, B. S. Hynes, F. C. Christo, and S. D. Joseph, "A CFD based combustion model of an entrained flow biomass gasifier", *Applied Mathematical Modeling*, Vol. 24, 2000, pp. 165-182.

16. J. H. Song, M. W. Kang, D. K. Seo, S. J. Lim, M. S. Paek, and J. H. Hwang "CFD modeling for 300MW Shell type one-stage entrained flow coal gasifier : effect of O<sub>2</sub>/steam/coal ratios, coal particle sizes, and inlet angles on the gasifier performance", The Korean Hydrogen & Energy Society, Vol. 21, 2010, pp. 227-240.
17. J. W. Hong, S. S. Park, and J. H. Song, "Numerical study on one-stage entrained flow gasifier applied with coal/biomass co-gasification", 43<sup>th</sup> The Korean Society of Combustion symposium, 2011, pp. 443-446.
18. Y. Wu, J. Zhang, P. J. Smith, H. Zhang, C. Reid, J. Lv, and G. Yue, "Three-Dimensional Simulation for an Entrained Flow Coal Slurry Gasifier", Energy & Fuels, Vol. 24, 2010, pp. 1156-1163.
19. J. W. Hong, H. J. Jeong, J. H. Song, and J. Hwang "Numerical study on the 300 MW Shell-type one-stage entrained flow coal gasifier applied with 4-layer slagging model", The Korean Hydrogen & Energy Society, Vol. 17, 2012, pp. 1-11.
20. J. H. Song, "Numerical study on the entrained flow coal gasifier with coal/biomass mixed fuel", Yonsei Univ., M.S thesis, 2010, Korea.
21. D. K. Seo, "Study on co-pyrolysis and CO<sub>2</sub> char co-gasification of coal and biomass", Yonsei Univ., Ph. D thesis, 2011, Korea.
22. J. G. Lee, J. H. Kim, H. J. Lee, T. J. Park, and S. D. Kim, "Characteristics of entrained flow coal gasification in a drop tube reactor", Fuel, Vol. 75, 1970, pp. 1035-1042.
23. G. Shu-cai, and K. Hedden, "Entrained bed gasification of chinese lignites", Erdoel und Kohle, Erdgas, Petrochemie vereinigt mit Brennstoff-Chemie, Vol. 35, 1982, pp. 329-332
24. S. Kajitani, S. Hara, and H. Matsuda, "Gasification rate analysis of coal char with a pressurized drop tube furnace", Fuel Vol. 81, 2002, pp. 539-546.
25. D. H. Ahn, B. M. Gibbs, K. H. Ko, and J. J. Kim, "Gasification kinetics of an Indonesian sub-bituminous coal-char with CO<sub>2</sub> at elevated pressure", Fuel Vol. 80, 2001, pp. 1651-1658.
26. [http://w3.wtb.tue.nl/fileadmin/wtb/ct-pdfs/Energy\\_from\\_Biomass/Lecture\\_2011\\_gastcollege\\_Shell.pdf](http://w3.wtb.tue.nl/fileadmin/wtb/ct-pdfs/Energy_from_Biomass/Lecture_2011_gastcollege_Shell.pdf)
27. S. R. Turns, "An introduction to combustion 2nd edition", McGraw-Hill, 2006.
28. L. Elliott, S. M. Wang, T. Wall, F. Novak, J. Lucas, H. Hurst, J. Patterson, and J. Happ, "Dissolution of lime into synthetic coal ash slags", Fuel Processing Technology, Vol. 56, 1998, pp. 45-53.