

건식 석탄공급형 1 Ton/Day급 가스화시스템 설계조건 및 시운전결과

서혜경[†], 정재화, 주지선^{**}

*한전 전력연구원, **고등기술연구원

The Design Conditions and the Initial Operation Results of 1 Ton/Day Class Dry Feeding Coal-Gasification System

HAIKYUNG SEO[†], JAEHWA CHUNG^{*}, JISUN JU^{**}

**Korea Electric Power Research Institute 103-16 Munjidong Yusunggu, Daejeon, 305-380, Korea*

***Institute for Advanced Engineering Ajou Univ., Suwon, Gyeonggi-do, 443-749, Korea*

ABSTRACT

KEPRI is developing a Korean type coal-gasification system and the scale is 20 ton/day. Prior to this pilot plant, a 1 ton/day class gasification system will be used for pre-testing of several coal types. This paper introduces the configuration and design conditions of this 1 ton/day class system, presenting the gas/coal ratio, oxygen/coal ratio, cold gas efficiency, CFD analysis of gasifier, and others. The existing combustion furnace for residual oil was retrofitted as a coal gasifier and a vertical and down-flow type burner was manufactured. Ash removal is carried out through a water quencher and a scrubber following the quencher, and the sulfur is removed by adsorption in the activated carbon tower. The gas produced from the gasifier is burned at the flare stack. In this paper, the results of design conditions and initial operation conditions of 1 ton/day gasification system are compared together.

KEY WORDS : IGCC(석탄가스화복합발전), Gasifier(가스화기), Quencher(습식 냉각기), Scrubber(습식 집진기), Cold gas efficiency(냉가스 효율), CFD(computational fluid dynamics; 전산유체역학)

Nomenclature

MW : average Molecular Weight (kg/kmol)

LHV : lower heating value (kJ/mol)

HHV : higher heating value (kJ/mol)

1. 서 론

기존 석탄화력발전소가 석탄을 완전 연소한 후 발생하는 열을 이용하여 고온고압의 스팀을 생성하고 그 스팀으로 스팀터빈과 발전기를 돌려 발전하는 방식인데 반해, IGCC(integrated gasification combined cycle) 발전은 석탄을 부분산화하면서 생성되는 열로 화력발전방식과 동일하게 스팀을

[†]Corresponding author : seohk@kepri.re.kr

만드는 것은 물론, 부분산화하여 생성되는 수소와 CO 가스를 가스터빈연소기에서 태워 가스터빈을 돌리는 복합발전이 가능하여 기존화력발전에 비해 고효율 발전성능을 낸다. 또한 석탄을 가스화하면서 가스터빈에 주입하기 전에 정제작업이 가능하고, CO₂ 가스 포집 및 저장도 기존화력발전에 비해 용이하여 화력발전 대체용으로 주목받고 있다.

IGCC 발전의 이런 환경친화적이고 효율이 높은 특징으로^{1,2,3)}, 아직은 발전설비로 초기 단계이지만, 현재 세계에 몇 개 IGCC 발전소가 주목을 받으며 운영되고 있기도 하다. 우리나라에서도 2006년 11월부터 8년간 300MW급 IGCC 실증플랜트를 도입하여 건설하는 과제와 함께 한국형 가스화 시스템 파일럿 규모 연구개발이 병행하여 진행 중이다. 한국형 가스화 시스템 연구개발의 목표는 크게 두 가지이다:

- (1) 실증플랜트의 문제해결용으로 20 ton/day 규모 가스화기와 정제설비의 설계 제작과 운전.
- (2) 단계별로 실증플랜트까지의 가스화기와 정제설비의 스케일 업 설계기술 획득.

한국형 가스화 시스템을 개발하기 위해서는, 여러 규모의 가스화기의 실제 운전결과와 computational fluid dynamics(CFD) 결과를 비교함으로써 가스화기 스케일 업 인자를 구해야 한다. 스케일 업 인자는 가스화기 치수 즉, 지름과 높이, 석탄체류시간, 내화재 혹은 수관벽(water wall tube)의 두께 및 재질, 규모별 열손실량 등을 결정하는 인자들과 그 외 고려되어야 할 인자들일 것이다. 단계적인 접근을 위해 20 ton/day 규모 파일럿 가스화기를 제작하기 전에 전력연구원에 1 ton/day 규모의 시험설비를 두고 여러 탄종별 혹은 가스화기 형상변화에 따른 선시험을 진행하게 되었다. 본 연구개발과제내에는 고등기술연구원이 공동연구하고 있으며, 고등기술연구원에서 보유하고 있는 3 ton/day 규모 가스화기^{4,5)}와 함께 우리 연구원들은 크기가 다른 두 규모의 가스화기를 경험하게 되고 이들의 실험결과와 CFD 해석결과를 병행하여 20 ton/day 규모 가스화기의 설계와 그 이후 스케일 업에도 활

용할 계획이다. 본 논문에서는 전력연구원에서 설계하고 건설한 1 ton/day 가스화 시스템의 설계조건 및 구성과 시운전 결과를 정리하였다.

2. 1 ton/day 가스화 시스템의 구성 및 설계조건

2.1 1 ton/day 가스화 시스템의 구성

전력연구원은 기존에 잔사유오일 30kg/h를 연소시킬 수 있는 연소로를 가지고 있었다. 이 연소로의 내부 반응공간의 지름은 약 200mm 이고, 높이는 2,300mm이며, 내화재는 고온에 내구성이 있는 알루미늄계 내화재로 구성되어 있었다. 이 연소로의 하부에 습식 냉각기(quencher)를 달아 개조하고, 석탄 및 기동용 LPG 공급이 가능한 일체형 버너를 상부에 위치시켜 하향류 흐름이 되게 신규 제작하여 설치하였다. 석탄은 질소에 의해 건식으로 이송되어 일체형 버너로 공급되게 하였다. 향후 20 ton/day 시스템에는 하부에 tangential 타입의 버너를 위치시켜 상향류 흐름을 이루게 할 예정이다. 본 1 ton/day 가스화기의 버너는 여러 타입으로 변경해가며 시험하여 최종 20 ton/day 용의 버너로 최적화해갈 것이다. 가스화기내부에서 생성된 가스는 하부 습식 냉각기와 습식 집진기(scrubber)를 거치면서 분진이 제거되고, 그 후단 배관에 위치하는 압력제어밸브(pressure control valve, PCV)에서 시스템 압력이 제어된다. 그 다음에 위치하는 오리피스유량계를 통해 배출되는 가스의 양을 측정하게 되고, 그 다음에 활성탄으로 채워져 있는 활성탄탑을 통과하고 배가스연소기(flare stack)로 보내져 수소와 CO는 태워져 대기로 배출된다.

이런 시스템 구성은 다음 Fig. 1과 같다.

주입되는 석탄의 양 측정은 석탄 screw feeder의 속도를 제어하는 인버터 출력값의 변화에 따른 석탄양을 보정한 값에 의해 정해진다. 생성된 가스의 실제량은 습식 집진기 후단의 PCV 밸브 후단의 유량계에 의해 결정된다. 가스조성은 습식 집진기 후단과 PCV 사이의 가스배관에서 분기하여 수분 및 분진을 제거한 후 가스크로마토그래피

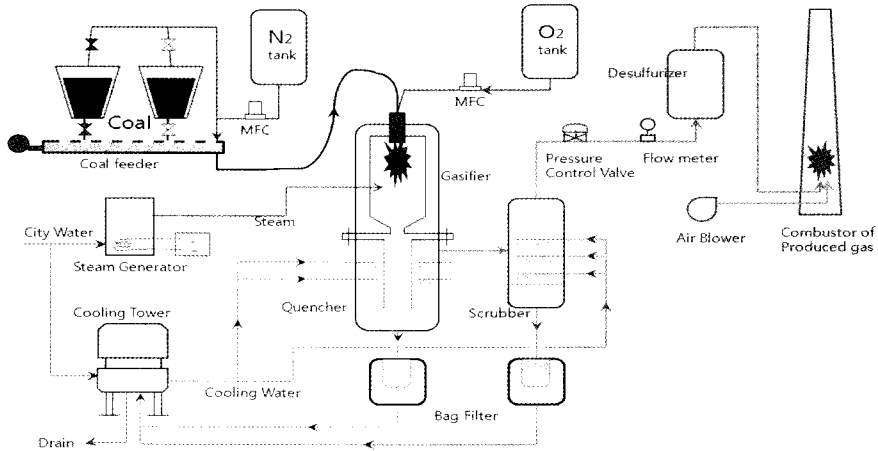


Fig. 1 Configuration of the 1 ton/day coal gasification system.

(gas chromatography, GC)를 이용하여 분석하였다. 습식 냉각기와 습식 집진기의 냉각수는 냉각탑에서 공급되고 가스에 의해 더워진 물은 냉각탑으로 다시 보내져 자연냉각 된다. 되돌아갈 때 분진을 제거하기 위해 백필터(bag filter)를 거치고 보내진다.

2.2 1 ton/day 가스화 시스템의 설계조건

가스화 시스템의 열과 물질수지를 맞추는데 사용된 프로그램은 cycle-tempo⁶⁾ 였고, 그 흐름도는 다음 Fig. 2와 같다.

Table 1 The detail specification of Shehua coal

Proximate analysis	Moisture	12.83%
	Volatile	27.65%
	Ash	8.73%
	Fixed carbon	50.79
Ultimate analysis	Carbon (C)	75.35%
	Hydrogen (H)	4.13%
	Nitrogen (N)	0.83%
	Oxygen (O)	10.84%
	Sulfur (S)	0.12%
High Heating Value (kcal/kg)		6,880
Size of coal		less than 200mesh

석탄은 중국의 신화탄이 사용되었으며, 신화탄의 공업분석 및 원소분석치는 다음 Table 1 과 같다. N₂가 석탄을 이송하며, 석탄은 정상운전시 41.7 kg/h(0.012 kg/s)의 유속으로 공급되며 N₂/coal 비가 0.7이 될 것이다. 석탄을 부분 산화시키는 산소는 O₂/coal 비가 0.82로 주입될 것이다. Steam/coal 비는 0.1 정도 가스화기에 추가되도록 설계하였다. 설계 운전압은 7bar로 하였고, 그 결과 Fig. 2의 각 파이프별 가스조성은 Table 2와 같다.

냉가스 효율(cold gas efficiency)⁷⁾은 다음 식과 같이 구할 수 있다. 냉가스 효율은 파이프 9번 즉 습식 집진기 후단의 가스조성으로 계산된 것이며, 설계 값으로 저위발열량 기준으로 78.04%를 나타내고 있다.

냉가스 효율 계산에 사용된 CO의 저위발열량은 282.984를, H₂는 241.818을, CH₄은 802.625 MJ/kmol⁸⁾을 적용하였다.

$$\begin{aligned}
 \text{Cold gas efficiency \% (LHV basis)} &= \frac{\text{heating value in Product gas (MW)}}{\text{heating value in feedstock (MW)}} \times 100 \\
 &= \frac{\text{heating value of CO} + \text{heating value of H}_2 + \text{heating value of CH}_4 \text{ (MW)}}{\text{heating value in feedstock (MW)}} \times 100 \\
 &= \frac{\left(\frac{282.984 \text{ MJ}}{\text{kmol}} \times \frac{0.029 \text{ kg}}{\text{s}} + \frac{22.82 \text{ kg}}{\text{kmol}} \times 0.5343 \right) + 0.06868}{318.63 \text{ MJ/kmol} + 11.44 \text{ kg/kmol} \times 0.012 \text{ kg/s}} \times 100 \\
 &= 78.08 \%
 \end{aligned}$$

건식 석탄공급형 1 Ton/Day급 가스화시스템 설계조건 및 시운전결과

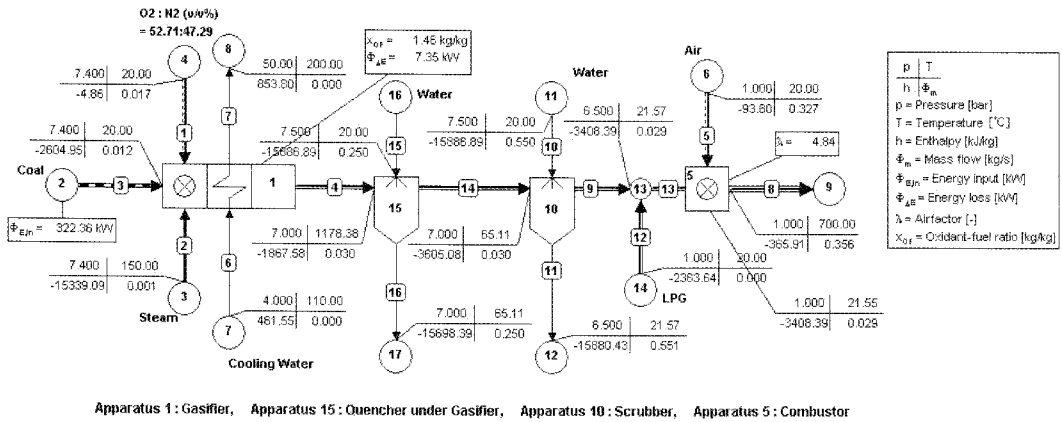


Fig. 2 Flow diagram of heat & mass balance of design condition.

Table 2 The gas compositions according to the pipes of Fig. 2

#pipe	1	2	3	4	5	8	9	12	14
N ₂	0.4729		0.0033	0.2062	0.7729	0.7444	0.2098		0.2031
O ₂	0.5271		0.0376		0.2075	0.1538			
H ₂ O		1.0000	0.0190	0.0208	0.0101	0.0335	0.0039		0.0356
C(s)			0.6960	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000
H ₂			0.2275	0.2197			0.2235		0.2164
S(s)			0.0004						
SiO ₂			0.0161	0.0125		0.0013	0.0127		0.0123
Ar					0.0092	0.0086			
CO ₂				0.0152	0.0003	0.0584	0.0154		0.0149
C ₃ H ₈								1.0000	
H ₂ S				0.0003			0.0003		0.0003
CO				0.5253			0.5343		0.5173
MW	30.11	18.02	11.44	22.74	28.85	29.37	22.82	44.10	22.67
LHV	0.00	0.00	318.63	201.96	0.00	0.00	205.43	2044.22	198.92
HHV	0.00	0.00	329.48	211.64	0.00	0.00	215.27	2220.19	208.45

2.3 1 ton/day 가스화기 설계조건인 CFD

설계 조건의 운전 시 가스화기 노내 CFD 해석 결과를 Fig. 3에 나타내었다. 중앙에 수직으로 위치하는 석탄노즐과 수직에서 16° 기울어진 산소노즐에 의해 발생하는 해석결과에서 하부 slag tap 부위의 온도는 약 1,032°C, CO 농도는 41.0%, H₂ 농도는 18.87%(습식 기준) 를 나타낼 것으로 예측 되었다.

열 및 물질수지 정산 프로그램의 결과와 CFD 해석결과의 가스농도가 좀 다르게 나타나고 있다.

그 이유는 설계조건으로 열 및 물질수지 정산 프로그램을 이용하여 얻고자 한 것은 이상적인 가스화기 반응온도 1,400°C에서 주입한 물질의 열 생성과 화학반응이 완전히 일어난 현상을 구현하게 된다. 그러나 CFD 해석은 고체상, 가스상과 액체상들의 난류적인 유동과 화학반응이 결합되는 해석으로 난류 유동에 의해 반응물들이 만나지 않는 곳에서는 반응하지 않고 배출되는 물질들이 생기게 되고 그에 따라 완전한 반응결과를 보이는 열 및 물질수지 정산프로그램 값과는 차이를 보이게 된다. 본 1

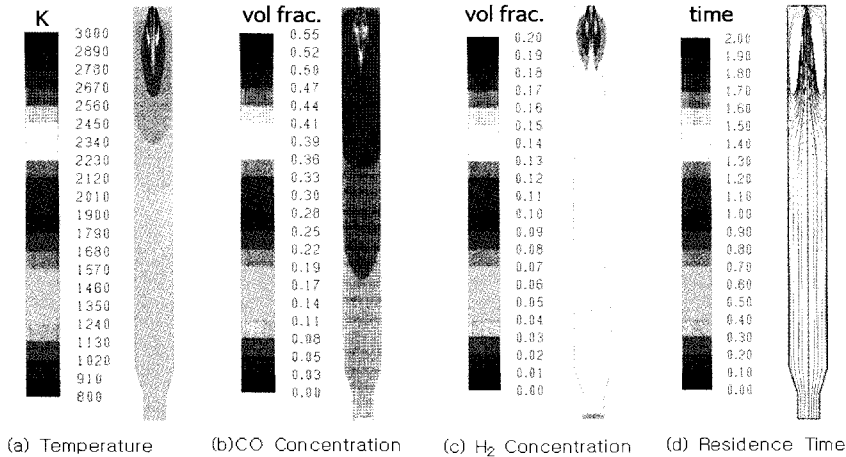


Fig. 3 The CFD analysis of design condition of the 1 ton/day gasifier.

ton/day 가스화기 내부 CFD 해석결과가 이상적인 완전한 반응을 한 후 생성되는 cycle-tempo 결과와 차이를 보이는 것은 가스화기내의 형상이나 버너 노즐 등 가스화기 구조를 변경하여 완전한 반응이 가스화기내부에서 일어난 후 배출될 수 있는 형상으로 변경이 필요하다는 결론을 얻을 수 있다.

CFD 해석에 이용된 가스화기 형상의 처리는 FLUENT의 전처리 장치인 GAMBIT2.4를 사용하였고 Solver는 FLUENT6.3을 사용하였다. 해석을 위한 형상은 2D 축대칭모델(axisymmetric model)로 구성하였고 격자는 4면체 형태로 격자수는 7,376개를 사용하였다. 계산에 사용한 가스화기 설계조건은 위 단원 2.2 에서의 조건을 그대로 사용하였다.

석탄의 궤적 계산을 위해서는 lagrangian tracking⁹⁾ 방법을 사용하였고 기상의 난류모델은 k-ε turbulent model¹⁰⁾을 사용하였다.

분산상인 석탄입자의 계산방법은 먼저 연속상인 기상을 계산한 다음 석탄입자의 궤적을 계산하고, 석탄입자가 이동함에 따른 영향을 기상의 source 항으로 처리하는 방식을 사용하였다. 석탄입자의 영향은 연속상의 iteration 매 10회 마다 1회 계산하여 반영하였다. 가스화반응의 계산은 mixture fraction model¹¹⁾을 사용하였다.

벽면에서의 열손실은 고온의 가스와 내화재가

접촉하는 위치에 온도경계조건을 설정하여 계산하였으며 온도경계값은 실제 실험치를 이용하였다. 설계 당시에는 열손실량을 고등기술연구원의 3 ton/day 가스화기를 기준으로 예상했고, 1 ton/day 가스화기 운전 후 얻어진 열손실을 재 적용하여 설계조건 해석을 하였다.

3. ton/day 가스화 시스템 시운전 결과

3.1 생성가스의 가스조성 결과

석탄 주입 21kg/h, O₂/coal 비도 0.65, N₂/coal 비가 0.51로 주입될 시점에 GC로 분석한 가스분석 결과는 다음과 같았다: N₂ 28%, CO 33.29%, H₂ 23.08%, CO₂ 15.64%(건식 기준). O₂/coal 비가 연소조건보다 낮은 비율을 나타내고 있는 시점에, 이렇게 높은 CO₂ 비율은 가스화기내 온도가 가스화 반응에 필요한 정도로 높지 않았다는 것을 말해준다. 온도가 높지 않은 이유는 내부의 열손실에 의한 것도 있지만 수분이 제공되면 수분이 열을 흡수하면서 반응기 온도를 낮추게 된다. 가스화기내 열손실량은 실제 운전 시 내화재속에 심어둔 thermocouple을 통해서 계산했다. 내화재의 열전도율과 깊이에 따라 위치시킨 thermocouple을 통해 측정된 온도 값을 이용하여 계산한 열손실이 대략

Table 3 The gas compositions according to the pipes of Fig. 3

#pipe	1	2	3	4	5	8	9	12	14
N ₂	0.4729		0.0033	0.1844	0.7729	0.7515	0.1920		0.1901
O ₂	0.5271		0.0376		0.2075	0.1484			
H ₂ O		1.0000	0.0190	0.0487	0.0101	0.0280	0.0094		0.0193
C(s)			0.6960	0.2627		0.0000	0.2735		0.2708
H ₂			0.2275	0.1486			0.1548		0.1532
S(s)			0.0004						
SiO ₂			0.0161	0.0140		0.0014	0.0146		0.0144
Ar					0.0092	0.0087			
CO ₂				0.1046	0.0003	0.0619	0.1089		0.1078
CH ₄				0.0081			0.0084		0.0083
C ₂ H ₆								1.0000	
H ₂ S				0.0004			0.0004		0.0004
CO				0.2285			0.2379		0.2355
MW	30.03	18.02	11.44	21.48	28.85	29.46	21.63	44.10	21.59
LHV	0.00	0.00	318.63	210.62	0.00	0.00	219.39	2044.22	217.15
HHV	0.00	0.00	329.48	217.88	0.00	0.00	226.96	2220.19	224.64

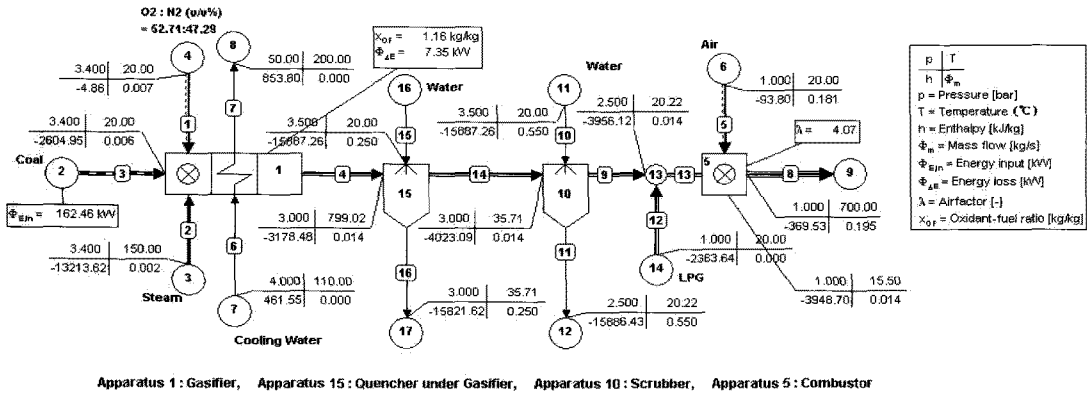


Fig. 4 Flow diagram of heat & mass balance of initial operation condition.

7.35kW 정도 될 것으로 예상된다. 이 열량은 주입한 석탄열량 즉, 162.46kW 에 비하여 약 4.5%에 해당하는 열량이다. 추정 및 계산에 의해 구해진 열손실량은 설계조건과 실제 운전조건의 열 및 물질정산 프로그램에 적용했다. 열손실량을 적용하고도 출구온도가 낮은 이유는 수분이 하부에서 공급되어 열을 흡수하기 때문으로 여겨진다.

수분이 제공될 수 있는 경로는 하부 습식 냉각기에서 증발된 증기가 가스화기내로 상향 공급되는 경우이다. 이를 토대로 cycle-tempo 프로그램

으로 예측해 본 결과, 위와 같은 가스조성을 갖게 하는 가스화기내 반응온도는 약 734°C으로 예측된다. 이 값은 GC에서 분석한 출구 CO₂ 농도에 기인한다. CO₂의 농도는 반응온도가 낮으면 증가하기 때문이다. Steam/coal 비로 약 0.3 정도 공급되었다고 예측되는데, 그 이유는 실제 가스화기 출구온도가 약 798°C였는데, 이 온도를 맞추기 위해서는 증기가 추가되어야 온도를 낮출 수 있었기 때문이다. 실제 운전에서 얻어진 값을 토대로 예측한 cycle-tempo 결과는 다음 Fig. 4와 Table 3과 같다.

Table 3의 pipe 9번의 조성을 보면, CO의 농도가 약 23.79%, H₂의 농도가 약 15.48%, CO₂의 농도가 약 10.89%와 미반응한 탄소도 전체 몰 비 중의 27.34%가 남아있는 것으로 나타나고 있다. 이 조건을 건식 가스 조성으로 나타내면(즉, 수분이 없고, 미반응 탄소 몰 %도 계산하지 않은 조건), GC에서 얻어진 결과와 비슷하다. 그러므로 cycle-tempo 프로그램으로 실제 운전조건을 타당하게 구현하였다고 할 수 있다.

3.2 탄소전환율 및 냉가스효율

석탄가스화 시스템의 초기 운전 시 운전 압력은 게이지압으로 2 bar, 즉 절대압은 3 bar였다. cycle-tempo로 실제 운전상황을 구현한 결과를 토대로 위 Table 3의 파이프 9번의 가스조성으로 탄소전환율과 냉가스효율을 구하면 다음과 같다.

$$\begin{aligned} \text{carbon conversion} &= \frac{C \text{ wt \% of product } CO, CO_2, CH_4}{C \text{ wt \% of coal}} \\ &= \frac{0.00198 + 0.000906 + 0.0000699 \text{ kg/s}}{0.00438 \text{ kg/s}} \times 100 = \mathbf{67.5\%} \\ \text{Cold gas efficiency \% (LHV basis)} &= \frac{\text{heating value in Product gas (MW)}}{\text{heating value in feedstock (MW)}} \times 100 \\ &= \frac{\text{heating value of CO} + \text{heating value of H}_2 + \text{heating value of CH}_4 \text{ (MW)}}{\text{heating value in feedstock (MW)}} \times 100 \\ &= \frac{\left(\frac{282.984 \text{ MJ}}{\text{kmol}} \times \frac{0.015 \text{ kg}}{\text{s}} + \frac{21.63 \text{ kg}}{\text{kmol}} \times 0.2379 \right) + 0.02597 + 0.004675}{318.63 \text{ MJ/kmol} + 11.44 \text{ kg/kmol} \times 0.006 \text{ kg/s}} \times 100 \\ &= 46.27\% \end{aligned}$$

탄소전환율은 67.5%, 냉가스효율은 46.27%로 계산되었다. 이 값이 초기 운전성능이다.

3.3 운전결과 토론

버너는 석탄과 LPG 공급 일체형으로 초기 기동 시에는 LPG와 공기를 주입하면서 노내가 이상적인 가스화 반응온도 즉, 약 1,400°C가 될 때까지 예열하게 된다. 그 후 LPG와 공기 주입을 중단하고 석탄과 산소를 주입하면서 초기에는 연소상태로 산소를 과잉 주입하다가 차츰 가스화조건으로 산소 양을 줄이게 된다.

그러나 실제 운전시에는 가스화가 노내를 1,400°C까지 충분히 예열하지 못했다. 약 1,200°C까지 예열

한 후 LPG 주입을 중단하였는데 LPG 주입이 중단되자마자 온도가 200°C 정도는 하강하였다. 그 상태에서 석탄 주입을 하게 되어 전체적으로 온도를 충분히 올리지 못한 점이 있었다.

실제 가스화반응이 일어날 당시 가스화기 slag tap 부위의 온도는 약 798°C 정도를 나타내고 있었다. 본 가스화기의 설계상 버너 화염은 가스화기 상부에 대부분 형성되므로 상부의 온도는 높으나 하부로 내려오면서 연소반응에서 생성된 CO₂와 석탄의 가스화 반응진행과 하부 습식 냉각기에서 올라오는 증기가 열을 흡수하는 등의 이유로, 온도가 낮아져 상부와 하부 간 온도 차이가 500°C 이상 나고 있다.

초기 운전 결과는 사실 설계치에 비해 썩 좋은 결과를 나타내진 못했다. 그 이유는 위에서도 언급하였듯이 가스화기내 온도를 충분히 올리지 못한 점과 직선하강하는 구조상 석탄이 가스화기내에서 산소와 잘 섞이며 반응을 하고 나가지 못하고 바로 하부 습식 냉각기로 떨어지는 양이 많았던 때문이다. 사실 습식 냉각기 내에는 많은 양의 char가 떨어져 있었는데 그것으로 짐작할 수 있다.

향후 운전에서는 여러 시도가 필요할 것으로 생각된다. 석탄 노즐의 변경으로 석탄과 산소가 충분히 확산하면서 가스화기내에서 반응이 잘 일어날 수 있도록 버너 설계를 변경하는 것, 하부 slag tap의 지름을 줄여 하부 습식 냉각기에서 증발되는 수증기 속도를 증가시켜 가스화기내에서 생성된 가스가 수증기와 확산하면서 반응이 좀 더 일어나고 배출될 수 있도록 하는 것 등의 실험을 해 볼 예정이다.

5. 결 론

한국에서는 한국형 석탄가스화 시스템 개발이 연구개발과제로 진행 중인데, 이 과제는 300MW급 IGCC 실증플랜트 개발과제와 병행해서 진행 중이다. 연구개발로 진행하고 있는 한국형 석탄가스화 시스템의 규모는 20 ton/day 규모이다. 이 규모의 설계를 위해서 실제 여러 규모의 가스화기의 실험

결과와 CFD 해석결과를 비교함으로써 스케일업 인자를 구할 필요가 있다. 실제 여러 규모 가스화기 실험결과를 얻기 위해 전력연구원에서는 1 ton/day 규모로 선행실험하게 되었으며, 본 논문에서는 그 설계 조건 및 시운전결과를 다루었다. 설계조건으로는, 이송가스/석탄 비를 0.7, 산소/석탄 비를 0.82로 주입하고 운전압력이 7기압일 경우 생성되는 가스의 냉가스 효율은 약 78.04%를 나타낼 것으로 예측했다.

실제 시운전시 결과는 설계조건의 결과만큼 나오지 못했는데, 그 이유는 가스화기 온도를 충분히 올리지 못한 점과 석탄과 산소의 혼합 섞임이 원활하지 않고 석탄이 직접 하부 습식 냉각기로 떨어지면서 미반응 char가 많이 생긴 때문으로 예측된다.

향후 시험에서는 가스화기 온도를 충분히 올려 가스화반응이 원활히 일어날 수 있는 온도 조건을 만드는 시도와 버너 노즐을 변경하여 석탄과 산소가 잘 섞이고 혼합하여 반응하고 나갈 수 있는 조건을 만드는 시도 등을 할 예정이다.

후 기

본 실험은 에너지기술평가원의 신재생에너지기술개발 사업으로 진행 중인 “한국형 300MW급 IGCC 실증플랜트를 위한 가스화공정 Test Bed 구축 및 단위공정 국산화 개발” 과제의 한 부분이며, 지원에 감사한다.

참 고 문 헌

1) Osamu Shinada, Akira Yamada, Yoshinori Koyama : “The development of advanced energy

technologies in Japan IGCC: A key technology for the 21st century” Energy Conversion and Management 43(2002), pp. 1221-1233.

- 2) Shiro Kajitani, Nobuyuki Suzuki, Masami Ashizawa and Saburo Hara : “CO₂ gasification rate analysis of coal char in entrained flow coal gasifier” Fuel 85(2006), pp. 163-169.
- 3) Young-Chan Choi, Tae-Jun Park, Jae-Ho Kim, Jae-Goo Lee, Jae-Chang Hong and Yong-Goo Kim : “Experimental Studies of 1 Ton/Day Coal Slurry Feed Type Oxygen Blown, Entrained Flow Gasifier” Korea J. Chem. Eng., 18(4), 493-498(2001).
- 4) Yongseung Yun, Young Don Yoo, Seok Woo Chung : “Selection of IGCC candidate coals by pilot-scale gasifier operation” Fuel Processing Technology 88(2007), pp. 107-116.
- 5) Yongseung Yun and Young Done Yoo : “Performance of a Pilot-Scale Gasifier for Indonesian Baiduri Coal” Korean J. Chem. Eng., 18(5), 679-685(2001).
- 6) <http://www.cycle-tempo.nl>
- 7) Christopher Higman and Maarten van der Burgt : “Gasification” second edition printed by Gulf Professional Publishing, p. 28.
- 8) J.M.Smith, H.C.Van Ness, M.M.Abbott : “Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics”, McGRAW-HILL International Edition, sixth edition, pp. 659-660.
- 9) FLUENT 6.3 User's Guide : p. 22-2.
- 10) FLUENT 6.3 User's Guide : p. 12-12.
- 11) FLUENT 6.3 User's Guide : p. 22-154.