

고회분 무연탄의 유동층 연소특성

최정후·손재익·김상돈*

한국동력자원연구소 폐자원연구실

*한국과학기술원 화학공학과

(1988년 4월 4일 접수, 1988년 7월 28일 채택)

Combustion Characteristics of High Ash Anthracite Coal in a Fluidized Bed Combustor

Jeong-Hoo Choi, Jae-Ek Son, and Sang-Done Kim*

Waste Resources Utilization Division, Korea Institute of Energy & Resources, P.O. Box 339 Daejeon, Korea

*Department of Chemical Engineering, Korea Advanced Institute of Science & Technology, Seoul 136-791, Korea

(Received 4 April 1988; accepted 28 July 1988)

요 약

넓은 입도분포의 석탄을 사용하는 대형유동층 연소로(1.01m×0.83m×4.0m-height)에서 회분이 많은 저열량무연탄입자(입경범위: 0.42-12.7mm)의 탄소연소특성을 측정 및 고찰하였다. 일정연소조건에서 탄소의 연소전환율은 입자의 평균층내체류시간이 증가함에 따라 증가하며, 일정평균층내체류시간에서 탄소의 연소전환율은 입도가 클수록 감소하였다. 입자의 연소구조는 고유연소반응구조와 정성적으로 일치하였으며 탄소연소전환율은 다음의 상관식으로 나타내졌다.

$$1 - X = \left(\frac{R_c}{R_p}\right)^2 = 0.647 \left(\frac{R_p}{K}\right)^{1.09}$$

Abstract—Combustion characteristics of low grade anthracite coal particles (0.42-12.7 mm in diameter) with high ash content have been studied in a large fluidized bed combustor of 1.01 m × 0.83 m × 4.0 m-height. Carbon conversion increased with the increase of mean residence time of particles in the combustor at the given experimental conditions. However, carbon conversion decreased with the increase of particle size at the same mean residence time of the particles. The present combustion reaction agreed qualitatively to the intrinsic combustion kinetic mode. The following correlation was suggested for the carbon conversion of the coal samples investigated:

$$1 - X = \left(\frac{R_c}{R_p}\right)^2 = 0.647 \left(\frac{R_p}{K}\right)^{1.09}$$

1. 서 론

1970년대의 석유파동 이후 세계적으로 각종 대체에너지 자원의 개발은 상당한 주목을 받고 있으며, 대표적인 대체에너지원으로서 석탄의 다양한 이용이 꾸준히 추구

되어 왔다. 이러한 의욕은 과거의 기준에 미달되어 방관되어 왔던 저급석탄의 이용에 관한 모색에까지 이르렀다. 한 예로서 저열량의 석탄을 들 수 있으며 유효함유량이 적은 경우 그 가치는 보다 높이 평가될 수 있다. 저열량석탄의 이용으로는 유동층 연소에 의한 에너지

지회수와 회분의 이용이 고려될 수 있으며 이는 이미 널리 알려진 바이다.

석탄의 연소특성은 고체중의 탄소분포, 로내탄소부하, 미연탄소의 흐름, 연소효율과 같은 연소로 특성의 해석에 중요한 기본자료이며, 또한 연소로의 모사에 필수불가결한 요소이다. 유동층연소로에서 입자의 연소구조는 대부분 회분이 거의 없는 석탄 혹은 탄소계에서 수행되었으며 수축입자모형(shrinking particle model)이 고찰되었다[1]. 회분이 많은 석탄입자의 유동층 연소구조에 대한 연구로는 Atimtay[1]의 연구가 있으며 회분함량이 35%인 석탄을 사용하여 입경 0.5, 1.08, 2.17, 3.06 mm, 층온도 1073, 1173°K에서 연소구조를 측정하였다. Atimtay[1]는 측정결과로부터 회분이 많은 석탄의 연소반응속도에는 회분축화산정항의 영향이 고려되어야 함을 보고하였다. 한편 이제까지 보고된 유동층에서 입자연소구조의 측정은 주로 회분식 유동층 연소로에서 수행되었고, 측정결과로부터 연소구조의 도출과 그의 적용에는 전달현상의 고려에서 오는 오차가 포함되기 때문에 연소조건이 크게 차이가 있는 상용연소로에 이를 적용함은 신뢰도가 떨어진다[4].

열중량분석법(thermo-gravimetric analysis)에 의한 연소특성의 해석은 비록 정량적으로 연소로에 직접 적용되기 어려우나 정성적인 해석을 제시해 준다. Park 등[8]은 본 연구에서 사용된 석탄(Daechon coal)으로 제조된 화(char)의 고유연소반응속도를 열중량분석기(thermo-gravimetric analyzer)로 측정 보고한 바 있다. 이와같은 열중량분석기에 의한 측정결과는 총괄반응속도가 고유반응속도에 지배되는 입도가 작은 입자계에서는 효과적으로 사용될 수 있다. 한편 유동층 연소로의 층내에 머무는 짧은 입자계에서는 전달현상의 고려가 무시될 수 없기 때문에 고유반응속도만으로는 정량적인 해석에 부족하다.

본 연구는 저열량무연탄(Daechon coal)을 연소하는 상용유동층 연소로의 층내에서 짧은 입자의 연소해석에 적용될 수 있는 연소전환특성을 규명하기 위해서, 혼합입도의 석탄을 사용하고 연속조업되는 대형유동층 연소로에서 시료석탄입자의 탄소연소전환특성을 측정

및 고찰하였다.

2. 시료탄의 특성

시료탄은 대천탄(Daechon coal)으로 명명된다. Table 1은 시료탄의 대표적인 공업분석, 원소분석을 나타낸다. 시료탄은 발열량이 낮고 회분이 많으며 유황분이 적은 전형적인 무연탄이다. Table 2는 역시 시료탄의 대표적인 입도분포와 입도에 따른 탄소농도(dry and volatile free basis)분포를 나타낸다. 입도는 비교적 넓게 분포되어 있으며 탄소농도는 입도가 작을수록 다소 증가하다가 최대값을 보인 후 다시 감소하는 경향을 보인다.

시료탄으로 제조된 화의 고유연소반응특성은 Park 등[8]이 열중량분석법(thermo-gravimetric analysis)에 의해서 측정한 바 있으며 고유연소반응속도식은 다음과 같이 나타내진다.

$$\frac{dX}{dt} = k_0 C_a^{0.7} = k_0 \exp(-E/RT) C_a^{0.7} \quad (1)$$

여기서 k_0 는 전환율이 0인 반응초기의 빈도인자(frequency factor)로 $65900 \text{ m}^{2.1}/\text{kgmol}^{0.7}\text{-s}$ 이며 E 는 활성화에너지(activation energy)로 28500 kcal/kgmol 이다. 반응속도는 분위기 기체중 산소농도의

Table 2. Particle size distributions and carbon distributions of typical coal samples

Mesh Range [mm]		Sample A'		Sample B'		Sample C'	
		X_w	X_c	X_w	X_c	X_w	X_c
12.7	-9.52	.032	.2845	.083	.2547	.025	.2267
9.52	-7.93	.016	.2845	.042	.2547	.013	.2267
7.93	-5.66	.100	.3178	.153	.2992	.052	.2360
5.66	-4.76	.077	.3757	.117	.3737	.063	.2538
4.76	-2.00	.369	.4326	.298	.4501	.381	.3500
2.00	-.71	.269	.4719	.159	.5049	.278	.4145
.71	-.42	.065	.4757	.042	.5125	.056	.3937
.42	-.25	.038	.4339	.035	.4839	.040	.3727
.25	-.125	.019	.3832	.031	.4502	.038	.3524
.125	-.088	.003	.3319	.006	.3863	.010	.3191
.088	-.0	.011	.3120	.035	.3583	.044	.3057

Table 1. Proximate and ultimate analyses of typical coal samples

Sample	Proximate Analysis				Ultimate Analysis (Dry Basis)					
	Moist.	Volat.	Ash	Carbon	C	H	O	N	S	Ash
A	.0522	.0359	.5524	.3595	.3610	.0032	.0493	.0022	.0015	.5828
B	.0428	.0379	.5776	.3417	.3423	.0030	.0480	.0017	.0016	.6034
C	.0305	.0377	.6053	.3265	.3282	.0032	.0405	.0024	.0014	.6243

0.7승에 비례하고, 전환율에 영향을 받는 것으로 나타났으며 이는 반응초기의 속도에 대한 비, a 로 나타냈다. 전환율에 따라 도식으로 나타낸 a 를 수식으로 나타내면 다음과 같이 근사화될 수 있다(회귀계수, 0.98).

$$a = -10.9 (X - 0.99) (X + 0.11) \quad (2)$$

3. 유동층 연소

상용유동층 연소로에서는 넓은 입도분포의 석탄을 사용하며 층내에 투입된 짧은 석탄입자는 짧은 시간동안에 탈수 및 탈휘발되어 작로 되어 대부분의 체류시간동안에는 좌의 연소반응을 갖는다. 층내에서 연소하는 구형좌입자에서 탄소의 완전 연소반응을 가정하고 식 (1)에서 기상반응물의 반응차수를 1로 근사화하면 반응계에서 데르레계수(Thiele modulus)는 다음과 같이 나타내진다[2].

$$\phi = \frac{R_p}{3} (k_v/D_e)^{1/2} = \frac{R_p}{3} (\rho_{bo} a k/D_e)^{1/2} \quad (3)$$

여기서 D_e 는 입자내에서 기상반응물의 유효확산계수(effective diffusivity)이며 또한 상수로 근사화된다. 층내연소반응만을 고려하면, Table 3에서 나타내는 바와 같이 층유출입자중 입도가 비산되는(entrained) 미분의 최대입경보다 큰 입자는 층내연소반응만을 갖는 것으로 간주될 수 있다. 이때 입자의 반경은 6-0.5 mm범위이며, ρ_{bo} 는 층내에서 석탄이 탈수 및 탈휘발된 후 최종 탄소의 몰밀도(molar density)로 약 64 kgmol/m³이다(입자의 겉보기밀도: 2200 kg/m³). 유동층의 조업온도를 700-950°C범위의 산술평균온도 825°C (1098°K)로 고려할 때 산소의 확산계수는 약 0.0002 m²/s이며[9] 입자내에서 유효확산계수를 다음과 같이 나타내고[7],

$$D_e = D \cdot e \quad (4)$$

$$e = 1 - (\rho_s/\rho_a)^{2/3} \quad (5)$$

좌의 진밀도가 3000 kg/m³일 때(회분의 진밀도: 3200 kg/m³) 유효확산계수는 0.000038m²/s이다. 기상반응물의 반응차수가 1일 때 속도상수(k)는 500000 exp(-28500/RT)m³/kgmol-s이며 따라서 1.06m³/kgmol-s이다[8]. 식 (2)에서 a 는 0-3.4까지 변화하며, a 가 3.4일 때 주어진 입경범위에서 식 (3)의 데르레계수(Thiele modulus)는 4.9-0.41로 유효인자(effectiveness factor)는 대략 0.2-0.9이다. 결과적으로 입자내에서 연소속도는 고유반응속도와 입자내 확산저항에 영향을 받는다.

Table 3. Size distributions of coals and ashes
(unit: weight fraction)

(a) U: 1.37 m/s T_b: 1134 °K R_m/F: 0

Mesh Range [mm]	Coal	Bottom Ash	Top Effluent Ash	over. 71mm	
				Coal	Bottom Ash
12.7 - 9.52	.004	.005		.008	.006
9.52 - 7.93	.002	.003		.004	.004
7.93 - 5.66	.022	.056		.043	.072
5.66 - 4.76	.030	.048		.059	.062
4.76 - 2.00	.151	.279		.297	.357
2.00 - .71	.300	.389		.589	.499
.71 - .42	.174	.131	.013		
.42 - .25	.188	.056	.135		
.25 - .125	.105	.016	.282		
.125 - .088	.010	.004	.072		
.088 - .0	.014	.014	.498		

(b) U: 1.66m/s T_b: 1145°K R_m/F: 1.34

12.7 - 9.52	.035	.050		.038	.055
9.52 - 7.93	.017	.025		.019	.027
7.93 - 5.66	.133	.188		.147	.205
5.66 - 4.76	.105	.119		.116	.130
4.76 - 2.00	.424	.361		.468	.394
2.00 - .71	.192	.173	.002	.212	.189
.71 - .42	.032	.038	.021		
.42 - .25	.022	.016	.135		
.25 - .125	.014	.010	.296		
.125 - .088	.004	.004	.127		
.088 - .0	.023	.017	.419		

입자표면경막에서 기상의 확산저항을 고려한 반응속도는 다음과 같이 나타내 질 수 있다.

$$-\frac{dN_b}{dt} = k_c C_{a0} \quad (6)$$

$$\frac{1}{k_c} = \frac{1}{4\pi R_p^2 k_g} + \frac{1}{\eta m_o k_a} \quad (7)$$

여기서 k_g 는 입자표면경막에서 물질전달계수이다. 일반적으로 고려되는 경우를 따라서, 유동층을 기포상과 최소유동화상태의 에멀전상(emulsion phase)으로 나누고, 에멀전상을 완전혼합으로, 에멀전상에서 기체와 고체간의 상대속도를 0으로 근사화할 때 k_g 는 La Nauze와 Jung[5]에 의해서 다음과 같이 나타내진다.

$$k_g = \epsilon_{mf} D / R_p \quad (8)$$

따라서 식 (7)은 다음과 같이 표현될 수 있다.

$$\frac{1}{k_c} = \frac{1}{4\pi \epsilon_{mf} D R_p} + \frac{9}{\pi \eta \rho_s X_c k_a R_p^2} \quad (9)$$

에멀전상의 공극율 (ϵ_{mr})은 약 0.45이며, 위에서 주어진 연소조건을 고려하면 식 (9)의 우변 두항은 서로 유사한 범위의 값을 보인다. 결과적으로 연소반응속도에는 입자표면의 경각에서 기상의 물질전달저항도 무시될 수 없는 것으로 사료된다.

4. 실험

Fig. 1은 유동층 연소설비의 공정흐름도를 나타낸다. 전공정은 석탄 및 공기공급공정, 연소로, 배기체처리공정, 열추출공정으로 나눌 수 있다.

연소로내로 투입되는 석탄은 실험에 앞서 교정된 나선식공급기(screw feeder)에 의해서 정량되며 총표면에 중력에 의해서 주입되었다. 공기는 강제통풍팬(forced draft fan)에 의해서 공급되며 공기가열기에서 예열된 후 공기상자로 주입되었다. 공기유량은 Annubar 유량계(Model: ANR 76)에 의해서 측정되었다.

연소로는 **충부분과** **여유벽 (freeboard)** 부분의 단면적이 같으며 $1.01 \times 0.83\text{m}$ 이고, 분배기로부터 여유벽의 기체출구까지 높이는 4m 이다. 내벽은 마주보는 두 수관벽과 두 내화벽돌벽으로 구성되어 있으며 수관벽은 7개의 전열관이 횡렬로 연결되어 만들어졌다.

공기분배기는 multi-tuyere 형태로, 79개의 tuyere로 구성되며, 각 tuyere에는 직경 3mm의 구멍이 10개씩 2열로 뚫려 있다.

여유벽의 기체출구는 증기드럼(steam drum)의 연관으로 연결되며 유출기체는 증기드럼을 3pass로 관통

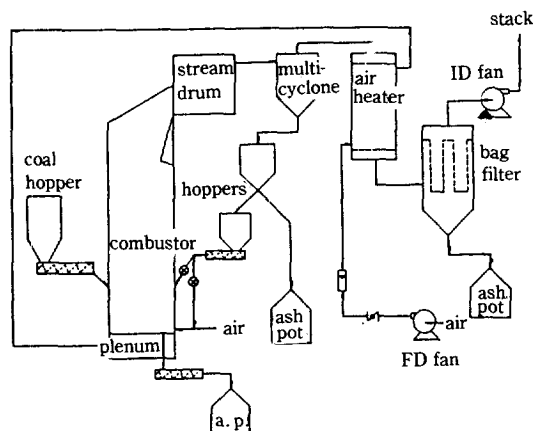


Fig. 1. Schematic diagram of fluidized bed combustion process.

하는 연관을 통과하며 냉각된 후 멀티클론(multiclone)으로 주입되었다.

석탄은 분배기로부터 1.56m 높이에서 중력에 의해 충표면으로 투입되며 충유출은 분배기와 공기상자를 관통하는 배출관을 통하여 연속적으로 시행되었다. 충유출량은 가변속 나선형 콘베이어에 의해서 조절되었다.

멀티콜론 포집입자의 재순환투입은 분배기로부터 2m 높이에 위치한 충표면재순환관과 0.375m 높이에 위치한 충내재순환관으로 가능하였다. 충표면재순환은 중력에 의해서, 충내재순환은 공기수송으로 이루어졌다.

연소로의 초기점화시 예열에는 경유버너를 사용하였으며 화염이 총표면에 접촉하며 가열하는 방식을 채택하였다. 버너화염의 입구는 분배기로부터 2m 높이에 위치하였다.

측방향 압력분포는 분배기로부터 $-0.2, 0.1, 0.6, 4.0\text{m}$ 높이에 설치된 압력점에 연결된 5개의 압력변환기 (pressure transducer)에 의해서 측정되었다. 측방향 온도분포는 분배기로부터 $-0.2, 0.2, 0.3, 0.7, 1.5, 2, 3.5\text{m}$ 높이에 설치된 K형 (chromel-alumel) 열전대에 의해서 측정되었다. 측정된 압력 및 온도는 기록계 (strip chart recorder)에 연속적으로 기록되었다.

전열수의 순환은 증기드럼에서 내려오는 하강유로(down-comer)와 연소로의 전열벽인 상승관(riser)내 물의 밀도차이에 의해서 형성되는 자연순환에 의존하였다.

연소소에서 배출되는 기체는 16개의 작은 사이클론이 병렬로 조합된 멀티클론을 통과하며 대부분 제거되었다. 멀티클론을 통과한 연소기체는 공기가열기에서 연소공기와 열교환되어 여열이 회수된 후 여과포집진기(bagfilter)에 주입되었다. 공기가열기는 다관형 열교환기(shell & tube heat exchanger)이며, 가열되는 공기는 원통(shell)측으로 연소기체는 관(tube)측으로 흐른다. 연소기체는 여과포집진기에서 미진이 거의 완전히 제거된 후 유도토폭팬(induced draft fan)과 연돌을 거쳐서 대기로 배출되었다.

멀티콜론에서 포집된 고체는 미연탄소의 재연소를 위하여 일정유량이 연소로내로 재순환되었으며 유량은 교정된 나선식공급기로 조절되었다. 한편 나머지 고체는 포집용기로 배출되었다.

여유벽의 기체출구이후부터 연돌까지의 압력 및 온도 분포는 멀티클론후, 공기가열기후, 여과포집진기후, 유동통풍팬후에 설치된 압력계들과 온도계들로 측정되

었다.

실험수행시 순서와 방법은 다음과 같다. 실험시작시에는 먼저 연소로에 일정 정체층높이(약 0.5m)의 충물질을 채웠다. 충물질로는 이전실험의 충유출고체가 사용되었으며 부재시에는 모래가 사용되었다. 증기드럼에 전열수를 채우고, 공정의 온도, 압력, 유량을 나타내는 계측기기들과 연소기체분석기(HORIBA, ENDA-828, 837: CO₂, CO, NO_x, SO₂, O₂ 분석)을 가동시켰다.

강제통풍팬과 유도통풍팬을 가동시키고 유량조절밸브와 유량계로 일정유량의 공기(약 2500 kg/h)를 공급하였다. 예열버너 공기공급관의 조절판(damper)을 조절하여 전공기량의 약 40%는 버너로 그리고 나머지는 유동화공기로 주입하였다. 예열버너를 점화시켜서 충물질을 가열하며, 충물질의 온도가 700°C에 이르면 석탄을 정상상태 유량의 약 20%로 투입하였다.

온도기록계에 나타난 충온도의 순간적인 상승으로 석탄의 착화를 감지한 후 석탄유량을 점차 증가시켰으며, 충온도가 900°C에 이르면 예열버너의 가열을 축소시키면서 석탄유량을 증가시켰다. 이때 버너로 공급되는 공기량은 감소시켰으며 반면에 유동화공기량을 상당량 증가시켰다. 최종에는 예열버너를 완전히 소화시켰으며, 연소로가 완전히 점화된 후에는 운전조건을 목표조건으로 점차 접근시켰다. 정상상태는 운전조건이 목표조건에 도달하여 약 1-2시간동안 유지된 이후의 일정한 조건으로 간주되었으며 측정을 위한 정상상태의 유지는 최소 3시간 이상으로 하였다. 정상상태에서는 분배기의 오리피스상방 약 0.03m 높이 이상 충내전역의 온도가 약 20°C 차이범위에서 균일하게 유지되었으며 멀티클론 입구에서 측정된 연소기체중 CO농도는 약 200 ppm이었다.

정상상태에서는 석탄주입량, 충유출량, 멀티클론포집 고체량, 여과포집진기포집 고체량 등을 측정하였으며 각각의 시료를 채취하였다. 동시에 연소조건으로 공기량, 공정의 온도 및 압력분포도 측정되었다. 연소조건 및 실험값의 측정, 시료의 채취는 1 혹은 0.5시간 간격으로 수행되었다. 채취된 고체시료는 채에 의한 입도분석, 입도에 따른 공업분석 등으로 입도에 따른 연소특성이 측정되었다.

5. 결과 및 고찰

본 시료탄의 유동층 연소에서 고체의 유출로는 비산된 미분의 유출(top effluent ash)과 계속적인 굵은

입자의 누적을 막고 층높이를 일정하게 유지하기 위해서 유출되는 충유출(bottom ash)이 있다.

Table 3은 유동층 연소로에서 유출된 충유출입자와 비산미분의 입도분포를 나타낸다. 충유출입자는 석탄의 경우와 같은 최대입경이하의 입도분포를 보이며 비산된 미분의 최대입경이하 입도에서는 비교적 적은 분포값을 보인다. 결과적으로 비산된 미분의 최대입경이상 크기의 입자는 층내연소반응만을 거쳐서 유출되는 것으로 간주될 수 있다.

Table 3은 주입된 석탄과 충유출입자중 입도가 비산된 미분의 최대입경보다 큰 입자들만의 입도분포를 함께 나타낸다. 표에서 나타내는 바와 같이 충유출입자의 입도분포는 석탄의 입도분포에서 입도가 다소 작아지는 방향으로 이동되어 나타나며 이는 층내연소과정에서 수반되는 입자마모에 의한 입도감소에 기인하는 것으로 사료된다.

Table 3의 (a)에서 석탄으로 주입되는 회분은 344.3 kg/h, 충유출회분은 235.8 kg/h, 비산되어 유출되는 회분은 96.4 kg/h로 회분수지의 오차는 -0.035이고 (b)에서는 각각 289.9 kg/h, 246.0 kg/h, 55.1 kg/h로 회분수지의 오차는 +0.039이었다.

Fig. 2는 충유출입자와 비산된 미분의 입도에 따른 탄소함량분포를 나타낸다. 충유출입자의 경우에는 큰 연소전환율을 보이며, 탄소농도는 입도가 작을수록 다소 작아지는 경향을 보인 후 입경 0.5mm 이하에서 다시 증가한 후 감소한다. Fig. 2는 층내고체흐름을 완전 혼합흐름으로 간주한 Kunii와 Levenspiel[3]의 입자 평균체류시간에 따른 충유출입자의 입도별 탄소농도도 나타낸다. 여기서 입자의 평균체류시간은 다음과 같이 정의된다.

$$\bar{t} = (\text{weight of a particular size in the bed}) / (\text{flow rate of that size out of the bed}) \quad (10)$$

주입된 석탄의 탄소농도와 충유출입자의 탄소농도에서 계산될 수 있는 바와 같이 그림의 각 입경에서 나타난 탄소전환율은 평균체류시간이 짧을수록 더 작아진다. 이는 반응시간이 짧아짐으로 인한 연소전환율의 저하를 나타낸다.

비산된 입자의 경우에는 탄소농도는 최대입경으로부터 입도가 감소함에 따라 증가하여 최대값을 보인 후 감소하는 경향을 보인다. 이는 입자의 연소로내 체류시간과 층내입자의 마모에 의해서 생성된 미분의 영향이 복합적으로 나타나기 때문으로 사료된다. 비산된 입자는 입도가 감소할수록 짧은 연소로내 체류시간을 가지

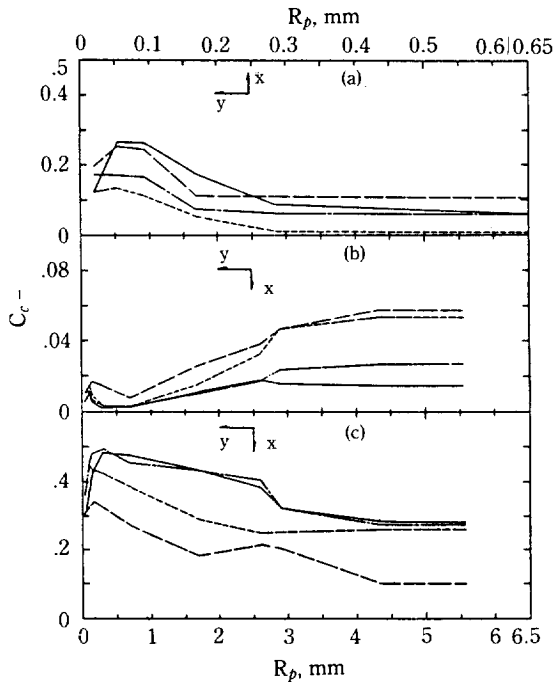


Fig. 2. Carbon concentrations of ashes and coals with size and mean residence time: (a) Top Effluent Ash (b) Bottom Ash (c) Coal.

Symbol	U(m/s)	T _d (°K)	λ	R _m /F	\bar{t} (s)
—	1.69	1166	0.98	0	1.92×10^4
---	1.56	1164	0.95	2.0	1.19×10^4
----	1.70	1179	1.12	1.2	$1. \times 10^4$
— · —	1.66	1145	1.03	1.3	0.46×10^4

며, 아울러 짧은 완전연소시간을 갖는다. 또한 작은 입도범위에서는 연소전환율이 큰 충입자의 마모에 의해서 생성된 미분의 영향이 가미될 것이다. 따라서 이들의 영향이 연립되어 입자의 입도에서는 연소로내 체류시간의 완전연소시간에 대한 비가 최소값을 보이고 마모미분의 효과도 작아 최대탄소농도를 보이게 될 것이다.

충내고체흐름을 완전혼합흐름으로 근사화하면, 충유출고체중 입도가 비산미분의 최대입경보다 큰 입자의 충내 평균체류시간은 식 (10)에서 모두 같게 되며[3] 이들 입자의 입도에 따른 탄소농도는 연소구조의 정상적인 유추에 유용하다.

Fig. 3은 충유출입자중 입경이 비산된 미분의 최대입경보다 큰 입자들의 반경에 따른 미반응탄소심(unreacted carbon core)의 반경을 나타낸다. 미반응탄소심의 반경은 동일입경 석탄입자의 탄소농도를 기준한 연소전환율로부터 식 (13)으로 결정되었다. 그림에서 나타내는 바와 같이 미반응탄소심의 크기는 입자

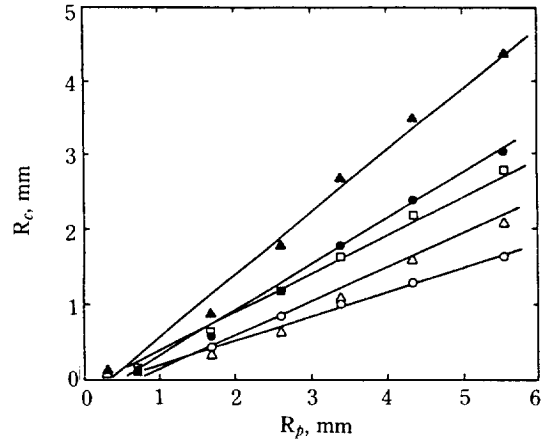


Fig. 3. R_p vs. R_c with the mean residence time.

Symbol	U(m/s)	T _d (°K)	λ	R _m /F	\bar{t} (s)
○	1.73	1128	1.07	0	2.22×10^4
△	1.68	1185	1.28	1.0	1.59×10^4
□	1.64	1159	0.95	1.8	1.03×10^4
●	1.70	1179	1.12	1.2	$1. \times 10^4$
▲	1.37	1134	0.97	0	0.72×10^4

의 크기에 거의 선형으로 비례하며 기울기는 입자의 평균충내체류시간이 증가함에 따라 감소한다.

Fig. 3에서 입자의 연소구조를 유추하여 볼 때 먼저 연소반응속도는 비반응중심모형(unreacted core model)의 고유반응속도지배로 볼 수 없음을 알 수 있다. 이는 직선의 기울기가 연소시간, 즉 평균체류시간에 따라 변화하기 때문이다[6]. 마찬가지로 R_p 와 R_c^3/R_p^2 의 관계와 R_p^2 과 $(3R_c^2 - 2R_c^3/R_p)$ 의 관계에서도 유사한 이유로 반응구조는 비반응중심모형에서 각각 기체의 입자 표면 경막전달저항지배, 혹은 입자내 공극확산저항지배로 볼 수 없으며, 궁극적으로는 연소반응구조로 비반응중심모형의 적용이 부적합함을 알 수 있다.

Fig. 4는 측정된 R_p^3 과 R_c^3 의 관계를 \bar{t} 에 따라 나타낸다. 그림에서 R_c^3 은 R_p^3 에 거의 선형으로 비례하는 것으로 나타낼 수 있으며 기울기는 \bar{t} 가 증가할수록 감소하는 경향을 나타낸다.

입도가 변하지 않는 계에서 고유연소반응속도만을 고려하여 식 (1, 2)를 연립하면 연소전환율은 다음과 같이 나타내지며

$$X = (K - 1) / (K + 9) \quad (11)$$

$$K = \exp(12 k_e e^{-E/RT} C_a^{0.7} t) \quad (12)$$

미반응탄소심의 반경을 석탄화의 탄소농도를 기준한 연소전환율로 다음과 같이 나타내면

$$R_c = R_p (1 - X)^{1/3} \quad (13)$$

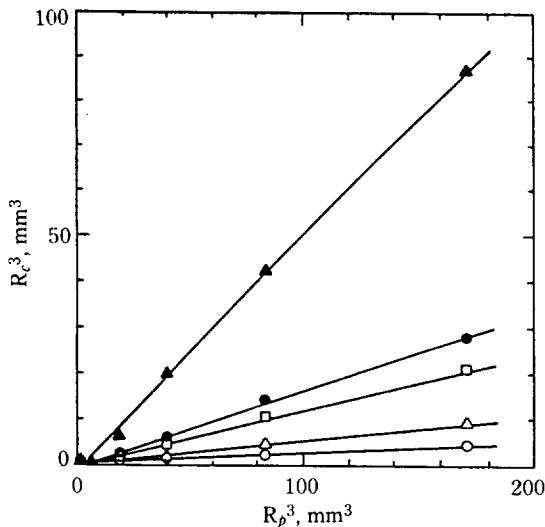


Fig. 4. R_p^3 vs. R_c^3 with the mean residence time: same symbol caption of Fig. 3.

식 (11)은 다음과 같이 표현된다.

$$R_c^3 = \frac{10}{K+9} R_p^3 \quad (14)$$

식 (14)에서 R_c^3 은 R_p^3 과 직선적으로 비례하며 반응시간이 길수록 기울기는 작아진다. 결과적으로 식 (14)는 Fig. 4를 정성적으로 설명해 주며, 연소로의 총내연소반응구조가 열중량분석으로 측정된 고유연소반응구조와 정성적으로 일치함을 나타낸다.

Fig. 5는 측정된 R_p^3 - R_c^3 관계의 기울기를 식 (10)으로 정의된 입자의 총내평균체류시간에 따라서 나타낸다. 그림에서 기울기는 입자의 총내평균체류시간이 증가할수록 지수적인 감소를 나타내며 특히 기울기가 약 0.3-0.6범위에서 급격한 감소를 보인다. 이는 식 (1, 2)에서 연소전환율이 0.3-0.6일 때 최대반응속도를 나타내는 것과 일치하며, 전체적인 추이도 식 (14)의 기울기 $10/(K+9)$ 의 경향과 정성적으로 유사하다.

식 (14)에서 $R_c=0$, 즉 입자의 완전연소시간은 식 (12, 14)에서 무한대이다. 식 (13)에서 R_p^3 - R_c^3 관계의 기울기는 $(1-X)$ 와 같으며 $(1-X)=0.01$, 즉 연소전환율이 0.99인 시간을 입자의 완전연소시간으로 간주할 때 Fig. 5의 측정값에서 τ 는 약 3×10^4 s이다. Fig. 5는 측정값과 비반응중심모형을 입자표면 경막전달저항지배, 고유연소반응속도지배, 그리고 회분층내 확산저항지배로 나눈 각 경우의 예측값과의 비교도 나타낸다. 그림에서 나타내는 바와 같이 주어진 모형중 회분층내 확산저항지배가 측정값과 가장 근접하지만 (1

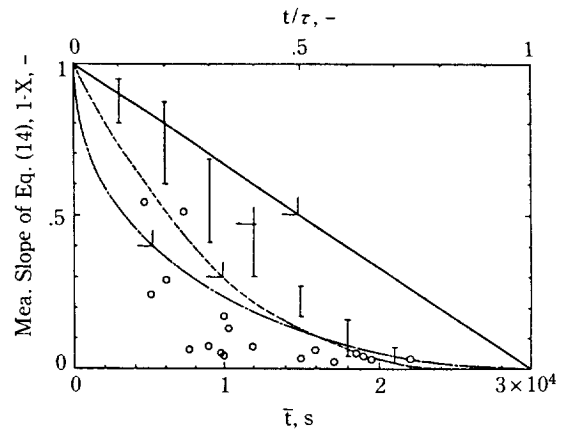


Fig. 5. Slope of R_p^3 - R_c^3 plot vs. $\bar{\tau}$ and $1-X$ vs. t/τ .

- : mea. data of this study, I: Atimtay[1] data
- : film diffusion control of unreacted core model
- : chemical reaction control of unreacted core model
- .- : ash layer diffusion control of unreacted core model

$-X$)가 약 0.3 이상에서는 기본적인 경향에 있어서 큰 차이를 보인다. 구체적으로 비반응중심모형의 회분층내 확산저항지배의 경우에는 반응초기에 반응속도가 가장 빠르지만 식 (1, 2)와 그림의 측정결과에서는 $X=0.3$ - 0.6 사이에서 최고반응속도를 보인다. Fig. 5는 Atimtay[1]의 연구에서 측정된 결과를 함께 나타내며, 측정값은 본 연구의 값보다 큼을 알 수 있다. 한편 화입자의 총내연소반응구조는 탄의 성질에 따라 크게 차이가 있으며 이는 기본적으로 고유반응구조의 차이에 기인하는 것으로 판단된다.

위에서 고찰된 바와 같이 총내입자의 연소구조해석에는 입자의 형태, 기체흐름형태 및 기상의 농도, 입자흐름형태 및 반응체류시간, 입자마모특성, 입자내 공극에서 기상의 전달특성 등의 많은 정보가 연립되어야 한다. 한편 실제계의 해석을 위한 모사는 여러 관점에서 시도될 수 있으며, 본 연구에서는 실험결과를 토대로 하여 동일입경의 석탄화와 총내연소반응만을 갖는 충유출입자 사이의 연소전환율에 관한 다음의 상관식을 구하였다(회귀계수: 0.958).

$$1-X = \left(\frac{R_c}{R_p}\right)^3 = 0.647 \left(\frac{R_p}{K}\right)^{1.09} \quad (15)$$

$$K' = k_o e^{-E/RT_b} \left(\frac{C_{ao} + C_{ae}}{2}\right)^{0.77} \bar{\tau} \quad (16)$$

여기서 C_{ae} 는 완전연소반응을 간주하고, 연소효율에

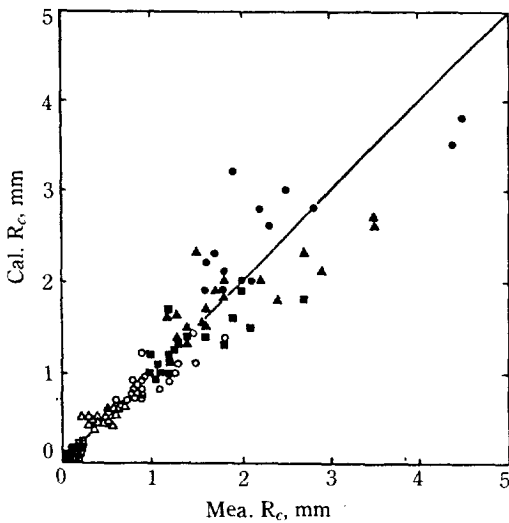


Fig. 6. Comparison between the calculated R_c and the measured R_c .

Symbol : ● ▲ ■ ○ △ □
Mean R_p (mm) : 5.56 4.36 3.40 2.61 1.69 0.68

의해서 계산된 연소기체중 산소농도를, C_{ao} 는 주입되는 공기의 총온도에서 산소농도를 나타낸다.

Fig. 6은 식 (15), (16)에 의해서 계산된 R_c 와 측정된 R_c 의 비교를 나타내며, 계산값은 측정값과 좋은 일치치를 보인다. 본 상관식이 얻어진 실험범위는 석탄주입량 : 261-536 kg/h, 유동화속도 : 1.27-2.17 m/s, 총온도 : 1128-1233°K, 주입탄소의 물수에 대한 주입산소의 물비 : 0.78-1.28, 정체층높이 : 0.29-0.61m, R_m/F : 0-2.0, \bar{t} : 0.4×10^{-4} - 2.2×10^{-4} s이었다.

6. 결 론

넓은 입도분포의 석탄을 사용하는 대형유동층 연소에서 회분이 많은 저열량무연탄입자(입경범위 : 0.42-12.7 mm)의 층내연소특성을 측정 및 고찰하였다. 일정연소조건에서 탄소의 연소전환율은 입자의 평균층내 체류시간이 증가함에 따라 증가하며, 일정 평균층내 체류시간에서 탄소의 연소전환율은 입도가 클수록 감소하였다. 입자의 층내연소구조는 고유연소반응구조와 정성적으로 일치하였으며 탄소연소전환율은 상관식 (15, 16)으로 나타내졌다.

NOMENCLATURE

a : multiplying factor, -

- C_a : oxygen concentration at the reacting site, kgmol/m³
- C_{ab} : oxygen concentration in the bulk of interstitial gas of the bed, kgmol/m³
- C_{ae}, C_{ao} : oxygen concentrations at the bed surface and at the distributor respectively, kgmol/m³
- C_c : mean weight fraction of carbon in particles on the dry and volatile free basis, -
- D : diffusivity, m²/s
- D_e : effective diffusivity, m²/s
- E : activation energy, Kcal/kgmol
- e : porosity in char, -
- F : coal feed rate, kg/h
- K, K' : dummy parameters defined by Eq. (12) and (16) respectively, -
- k : intrinsic reaction rate constant when the conversion is zero, m³/kgmol-s or m^{2.1}/kgmol^{0.7}-s
- k_c : composite rate constant, m³/s
- k_g : film mass transfer coefficient, m/s
- k_o : frequency factor when the conversion is zero, m^{2.1}/kgmol^{0.7}-s
- k_v : volume-based reaction rate constant, 1/s
- m_o : molar carbon content in a char particle, kgmol
- N_b : kgmoles of carbon in a particle, kgmol
- R : gas constant, Kcal/kgmol-°K
- R_c : radius of uncombusted carbon core in a particle, mm
- R_m : recycle rate of cyclone-collected particles, kg/h
- R_p : particle radius, mm
- T : temperature, °K
- T_b : bed temperature, °K
- t : time, s
- \bar{t} : mean residence time, s
- U : fluidizing velocity, m/s
- X : conversion, -
- X_c : weight fractions of carbon in char on the dry and volatiles free basis, -
- X_w : weight fraction, -
- ϵ_{mf} : bed voidage at the minimum fluidizing state, -
- λ : oxygen/fuel molar ratio, -
- ϕ : Thiele modulus, -
- ρ_a, ρ_s : true and apparent densities of char, kg/m³
- ρ_{bo} : molar density of carbon in char, kgmol/m³
- τ : burnout time, s
- η : effectiveness factor, -

REFERENCES

1. Atimtay, A.T.: "Fluidization", edited by Kunii, D.

- and Toei, R., Engineering Foundation, 419-426 (1984).
2. Froment, G.F. and Bischoff, K.B.: "Chemical Reactor Analysis and Design", John Wiley & Sons, 178-184 (1979).
3. Kunii, D. and Levenspiel, O.: "Fluidization Engineering", John Wiley & Sons, New York, 326-335 (1969).
4. La Nauze, R.D.: "Fluidization", edited by Davidson, J.F., Clift, R., and Harrison, D., 2nd Edition, 631-674 (1985).
5. La Nauze, R.D. and Jung, K.: *Proc. Int. Conf. Fluid. Bed Combust.*, **7**, 1040-1053 (1983).
6. Levenspiel, O.: "Chemical Engineering", 2nd ed. John Wiley & Sons, New York, 357-368 (1972).
7. Namkoong, S. and Yoo, C.: "On the combustion Rate of Anthracite Coal Abundant in Ash", *HWAHAK KONGHAK*, **3**, 166-172 (1965).
8. Park, K.Y., Bak, Y.C., Son, J.E., and Park, W.H.: "An Experimental Study on Intrinsic Combustion Kinetics of Korean Anthracite by Thermogravimetric Analysis", *HWAHAK KONGHAK*, **25**, 345-354 (1987).
9. Reid, R.C., Prausnitz, J.M., and Sherwood, T.K.: "The Properties of Gases and Liquids", Third Edition, McGraw-Hill, New York, 544-560 (1977).