

소화 하수슬러지의 2단 선회류 유동층 소각특성

이제근 · 이기호 · 장정국 · 임준혁* · 임종성* · 전해수*

부산수산대학교 환경공학과

*고려대학교 화학공학과

(1992년 3월 16일 접수, 1992년 7월 25일 채택)

Combustion Characteristics of Digested Sewage Sludge in a Two-Stage Swirl-Flow Fluidized Bed Incinerator

Jea Keun Lee, Ki Ho Lee, Jeong Gook Jang,
Jun Hyuck Lim*, Jong Sung Lim* and Hai Soo Chun*

Dept. of Environ. Eng., National Fisheries University of Pusan, Pusan 608-737, Korea

**Dept. of Chem. Eng., Korea University, Seoul 136-701, Korea*

(Received 16 March 1992; accepted 25 July 1992)

요 약

실험실 규모의 2단 선회류 유동층 소각로에서 소화 하수슬러지의 소각특성 및 공해물질 배출특성을 파악하기 위해 소각실험을 행하였으며, 이 결과를 단단 유동층 소각로에서 얻은 결과와 비교하였다. 2단 선회류 유동층 소각로는 상단 freeboard에서 형성된 선회류 효과에 의해 입자 유출흐름 중의 가연성분 함량이 단단 유동층 소각로에 비해 감소하였으며, 상단 freeboard부의 온도가 높게 유지되었다. 그 결과 2단 선회류 유동층 소각로에서의 연소효율은 단단 유동층 소각로에 비해 다소 증가하였다. 또한 본 실험조건에서 NO_x의 배출농도는 13.9-20.4 ppm으로 아주 낮았으며, SO₂ 배출농도는 1678-1931 ppm으로 높은 값을 보이므로 SO₂ 저감방안에 대한 연구가 요구된다.

Abstract—A series of experiments for incineration of digested sewage sludge in a laboratory scale two-stage swirl-flow fluidized bed incinerator are performed to obtain the combustion characteristics and the emission characteristics of gas pollutants. The results are compared with those obtained in the same size single-stage fluidized bed incinerator. Due to the swirling flow in the freeboard of upper stage, the combustible contents of the ash in the outflow streams are lower and freeboard temperature of the upper stage is higher than those of the single-stage fluidized bed incinerator. As a result, the combustion efficiency of the two-stage swirl-flow fluidized bed incinerator is higher than that of the single-stage fluidized bed incinerator under the same operating conditions. The range of NO_x emission is as low as 13.9-20.4 ppm, however, the emission of SO₂ becomes as high as 1678-1931 ppm, which need to be controled to meet the emission standards.

1. 서 론

전보에서 발표한 소화 하수슬러지 단단 유동층 소각의

경우 연소효율이 비교적 높게 나타났지만 저품위 무연탄 유동층 연소에서와 마찬가지로 주입된 시료 중의 미세입자들이 완전 연소되지 않은 상태로 비산유출되므로 인해

연소효율 저감 원인이 되고 있으며, 주입된 하수슬러지 중의 높은 황성분에 의해 황산화물의 배출농도가 배출허용기준치를 초과하는 것을 볼 수 있었다[1].

특히 하수슬러지는 저품질 무연탄과는 달리 가연성 성분의 대부분이 휘발분으로 이루어져 있어, 유동층 소각시 주입된 슬러지가 층 내에서 건조와 동시에 탈휘발 과정이 진행되어 freeboard 내에서 탈휘발된 가스와 비말동반된 미세입자의 연소가 일어난다. 그러나 유동층 연소로는 층 내에서의 고체-기체간의 혼합효과는 우수하나 freeboard 내에서 연료(가연성 가스 또는 미세한 미연입자)와 공기간의 접촉효과가 좋지않아 연료의 완전연소에 필요한 체류시간을 유지하기 위해 높은 freeboard 높이를 요구하게 된다. 그러므로 하수슬러지의 유동층 소각에서 연소효율을 증진시키고, 장치의 소형화를 위해서는 미세입자의 비산유출량을 줄이고 freeboard 내에서 연료와 공기의 접촉효과를 증진시킬 수 있는 방법이 요구된다. 기존 유동층 연소로의 freeboard 내에서 연료와 공기간의 접촉효과를 증진시키기 위해 현재까지 시도된 방법으로는 freeboard 내에 지그재그형 방해판(zig-zag type baffle)을 설치하여 가스흐름을 변화시키는 방법[2], 또는 freeboard부에 2차 공기를 점선방향으로 주입(vortex flow)하여 난류 강도를 증진시키는 방법[3, 4] 등이 개발되어 왔다.

본 연구에서는 미연 미세입자의 비산유출량을 줄이고 연소효율을 증진시키기 위해 최근 Lee 등[5-9]에 의해 개발된 2단 선회류 유동층 소각로(Two-Stage Swirl-Flow Fluidized Bed Incinerator, TSSF-FBI)를 도시 하수슬러지의 소각에 응용하였다. 2단 선회류 유동층 소각로는 상단 freeboard 내에서 선회흐름과 축방향흐름이 공존함에 따라 난류혼합 강도가 증가하고, 연소 가스와 함께 비말동반되는 미세입자들 중 비교적 큰 입자들은 상단 freeboard 내에 형성된 선회류 효과에 의해 포집되어 상단 유동층 내에서 재연소가 일어나고, 포집되지 않은 미세입자들도 상단 freeboard 내에서 선회류 흐름을 따라 움직임으로 체류시간이 길어져 높은 연소효율을 얻을 수 있다고 보고하였다. 따라서 본 연구에서는 이러한 장점을 지닌 2단 선회류 유동층 소각로에서 하수슬러지 소각특성 및 공해물질 배출특성을 파악하여 전보에 발표된 단단 유동층 소각로(Single-Stage Fluidized Bed Incinerator, SS-FBI)에서의 결과[1]와 비교함으로써 하수슬러지의 소각처리에 2단 선회류 유동층 소각로의 적용 가능성을 확인하고자 하였으며, 동시에 2단 선회류 유동층 소각로 설계에 필요한 자료를 얻는데 목적이 있다.

2. 실험장치 및 방법

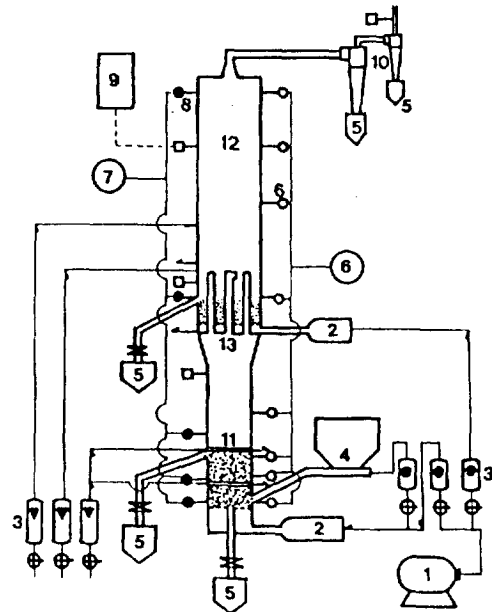


Fig. 1. Schematic flow diagram of experimental apparatus.

- | | |
|----------------------------------|--------------------------------|
| 1. Air compressor | 7. Differential pressure gauge |
| 2. Air preheater | 8. Sampling line |
| 3. Rotameters | 9. Gas analyzer |
| 4. Sludge hoppers & screw feeder | 10. Cyclone |
| 5. Ash hopper | 11. In-bed cooling line |
| 6. Thermocouples and recoder | 12. Incinerator |
| | 13. Upper stage distributor |

2-1. 실험장치

본 연구에 사용한 유동층 소각공정의 흐름도는 Fig. 1과 같으며, 유동층 소각로를 제외한 다른 구성요소는 전보[1]와 동일하다.

2단 선회류 유동층 소각로는 상단 공기분산판에 의해 상단과 하단으로 구분되며, 스테인레스 강관으로 제작되었다. 소각로의 크기는 하단의 내경이 0.11 m, 높이 0.75 m이고, 상단은 내경 0.16 m, 높이 1.0 m이다. 본 유동층 소각로에 사용한 하단 공기분산판은 두께 5 mm 스테인레스판에 직경 2 mm의 구멍을 정삼각형 배열로 뚫어서 개공비가 1.2% 되도록 제작한 다공판이며, 상단 공기분산판은 axial-puls-tangential entry swirl generator에 상당하는 노즐형을 사용하였다.

본 연구에 사용한 상단분산판의 특성에 대해선 이미 다른 문헌들[5-9]에서 설명된 바 있다. 연소가스 중에 함유된 미세입자를 포집하기 위해 소각로 배출구 부근에 크기가 다른 두 개의 사이클론을 직렬로 연결하였으며,

단열을 위해 소각로 전체 외벽에는 ceramic wool을 20 cm 두께로 감아 단열시켰다. 그리고 소각로의 수직 온도분포 및 공해물질의 농도분포를 파악하기 위해 높이 별로 열전대(공기분산판으로부터 0.05, 0.13, 0.21, 0.39, 0.84, 1.14, 1.34, 1.54 m 높이지점) 및 가스채취구(공기분산판으로부터 0.65, 1.00, 1.44 m, 그리고 사이클론 출구부근)를 설치하였다.

연료는 정량적 주입이 가능한 스크류 공급기를 사용하여 공기분산판으로부터 0.05 m 상부지점에서 주입하였다. 그리고 유동층 내의 회재는 공기분산판으로부터 0.20 m 상부의 소각로 벽면에 설치된 일류관을 통해 또는 공기분산판 중앙에 부착된 하부 배출관을 통해 배출시키므로써 하단 유동층 높이를 0.20 m가 되도록 하였다. 그리고 상단 유동층 높이를 0.10 m로 일정하게 유지시키기 위해 상단 공기분산판으로부터 0.1 m 상부 지점의 소각로 벽면에 회재배출을 위한 일류관을 설치하였다.

상단 및 하단 유동층의 온도조절을 위해서는 각기 다른 형태의 냉각관을 사용하였는데, 하단 유동층에는 수평 냉각관을 층내부에 삽입하여 냉각수 주입량조절에 의해 층온도를 조절하였으며, 상단 유동층의 온도조절을 위해서는 상단 유동층의 외벽에 내경 10 mm의 냉각관을 감아 냉각수 주입량에 의해 온도를 조절하였다.

2.2. 실험방법

전보[1]의 결과에서 함수율이 높은 소화 하수슬러지를 자연건조후 시료로 사용하였을 때, 정상조업 상태에서 연소후 생성된 회재가 층매질로 작용함을 볼 수 있었기 때문에 본 실험에서는 정상조업시 일류 배출된 슬러지 회재(-10+20 mesh)를 하단 층매질로 사용하였으며, 상단 층매질은 초기엔 충전하지 않은 상태에서 조업을 시작하였다.

하단 층 내에 층매질로 슬러지 회재를 주입한 후 소량의 예열된 공기와 LPG 가스를 공급하면서 층 내 온도가 슬러지의 착화온도 이상인 400°C 가 될 때까지 가열시켜, 층온도가 400°C 이상이 되면 슬러지를 서서히 공급한다. 전보[1]에서 본 실험에 사용한 슬러지의 자체 발열량만으로 정상 조업이 가능하였으므로, 슬러지가 착화되면 공기 예열을 위한 전원과 LPG 가스 공급을 중단하고 보조연료가 없는 상태에서 미리 보정된 스크류 공급기의 입력전압을 조절하여 연료 공급량을 원하는 양까지 점차로 증가시키고 동시에 상온의 연소용 공기를 필요한 양까지 서서히 증가시켰다. 이 때 주입된 연료의 소각에 의한 급격한 층 내 온도 상승을 막기 위해 하단 유동층 내에 설치된 냉각관에 냉각수를 공급하여 층표면 온도를 일정조건으로 유지하였다.

Table 1. Composition and size distribution of sewage sludge used in the experiment

Analysis	wt%
Proximate	
Moisture	21.00
Combustibles	27.31
Ash	51.69
Ultimate(dry basis)	
C	14.30
H	2.72
N	2.33
S	1.45
O	17.99
Ash	61.21
Calorific value(gross, kcal/kg)	1050
Particle size range(mm)	
2.00-0.84	50.06
0.84-0.75	6.61
0.75-0.30	23.67
0.30-0.21	5.03
0.21-0.15	4.69
0.15-0.10	3.83
<0.10	6.11
\bar{d}_p (mm)	0.591

어떤 한 실험조건에서 로 내 수직 온도분포와 각 유출흐름 중의 입자배출량이 일정하게 유지될 때를 정상 상태로 간주하였으며, 연소가 정상상태에 도달하면, 하수슬러지의 소각특성을 파악하기 위해 하단 일류관, 상단 일류관 및 사이클론으로부터 각각의 유출입자를 30분간 포집한 후 그 무게와 각 시료의 가연성분 함량과 발열량을 측정하여 이들 결과로부터 연소효율을 계산하였다. 또한 공해물질(NO_x , SO_2) 배출특성을 파악하기 위해 소각로 수직 방향의 가스농도 분포를 측정하였다.

실험에 사용한 소화 하수슬러지는 하수 종말처리장에서 탈수(함수율 75-80%)된 것을 자연건조시킨 후 치차 파쇄기에 의해 2 mm 이하로 분쇄하여 사용하였다. 실험에 사용한 하수슬러지의 조성 및 크기 분포는 Table 1과 같고, 실험조건은 Table 2와 같다.

3. 결과 및 고찰

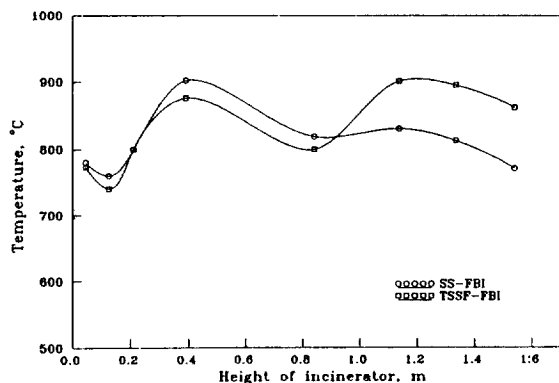
소화 하수슬러지의 2단 선회류 유동층 소각특성을 같은 조건의 단단 유동층 소각로에서 얻은 결과와 비교하면 다음과 같다.

3-1. 소각로 내 수직 온도분포

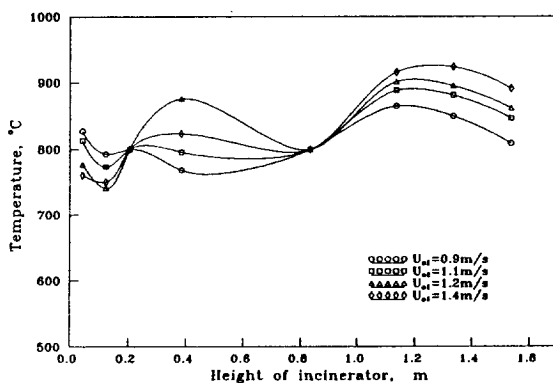
Table 2. Experimental parameters and conditions

Parameters	Conditions
Bed temperature(°C)	
lower bed, T_{b1}	750, 800, 850
upper bed, T_{b2}	800
Superficial gas velocity(m/s)	
lower bed, U_{01}	0.9-1.4
upper bed, U_{02}	0.06-0.28
Particle mean diameter(mm)	
lower bed, \bar{d}_{p1}	0.968-1.015
upper bed, \bar{d}_{p2}	0.131-0.170
Minimum fluidization velocity(m/s)	
lower bed, U_{mf1}	0.346-0.378
upper bed, U_{mf2}	0.007-0.011
Fuel feed rate, F_0 (g/min)	131.25-204.18
Fluidized bed height(m)	
lower bed, h_{b1}	0.20
upper bed, h_{b2}	0.10
Total air-fuel ratio, λ_T (-)	1.1-1.4
PAF*, Q_1/Q_T (-)	0.7, 0.8, 0.9

*primary air factor at standard condition(0°C, 1 atm)

Fig. 2. Comparison of axial temperature profile between single-stage fluidized bed and two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators($U_{01}=1.2$ m/s, $\lambda_T=1.2$, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

2단 선회류 유동층 소각로에서 측정된 로 내의 수직 온도분포를 단단 유동층 소각로의 결과와 비교하여 Fig. 2에 나타냈다. Fig. 2의 결과에서 보면 상단 유동층 표면 온도를 제외한 동일한 실험조건에서 하단 freeboard부(0.39 m 지점)의 온도는 단단 유동층 소각로의 경우가 다소 높게 나타나지만, freeboard 상부의 온도는 단단에 비해 2단 선회류 유동층 소각로에서 훨씬 높게 나타남을 알 수 있다. 이러한 결과는 단단 유동층의 경우 freeboard 상부의 단면적 확장으로 인해 가스공압속도가 입자의 종말속도(침강속도)에 비해 상대적으로 낮게

Fig. 3. Effect of U_{01} on axial temperature profile in two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators($\lambda_T=1.2$, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

되면 비말동반된 입자들 중 일부가 층 내로 침강(settling)된 후 연소됨에 따라 2단 선회류 유동층 소각로에 비해 하단 freeboard부의 온도는 높게 나타난다. 그러나 freeboard 상부의 온도는 오히려 2단 선회류 유동층 소각로에서 높게 나타남을 볼 수 있는데, 이와 같은 결과는 이미 다른 문헌[5-9]에서 보고한 바와 같이 상단 freeboard부에서 형성된 선회류 효과 때문이라 생각된다. 즉, 2단 선회류 유동층 소각로에서는 상단분산판의 설치에 따라 하단으로부터 연소가스와 함께 상단으로 비말동반된 미연 입자들이 선회류 효과에 의해 상단 유동층 내로 포집된 후 상단 층 내에서 재연소가 일어나고, 또한 상단 층 내로 포집되지 않고 비산유출된 입자들 또한 상단 freeboard부에서 선회류운동을 하며 움직이므로 로 내 체류시간이 증가할 뿐만 아니라 선회류 효과에 의한 난류 혼합강도가 증가하여 연료와 공기간의 접촉 효과가 증진됨에 따라 연소가 더욱 활발하게 진행되기 때문이다.

Fig. 3은 2단 선회류 유동층 소각로에서 가스공압속도 변화에 따른 로 내 수직 온도분포를 측정한 결과로서 하단 층표면 온도를 일정하게 유지시켰음에도 불구하고 하단 가스공압속도가 증가함에 따라 소각로 상부의 온도가 상승함을 볼 수 있다. 이와 같은 이유는 하단 가스공압속도를 증가시킬 경우 총괄 공기-연료비를 일정하게 유지시키기 위해 하수슬러지 공급량도 비례적으로 증가시켰기 때문에 하단 유동층 표면으로부터 상단으로 비말동반된 미연 입자의 양이 증가했을 뿐 아니라 선회강도(swirling intensity)가 더욱 커져 상단 층 내로 포집되어 재연소되는 미연 입자의 양이 증가하여 freeboard 상단부의 온도가 증가하게 된다. 또한 하단 가스공압속도가 증가하게 되면 연소가스의 질량유속 증가로 인한 현열 증대효과를 가져와 상단부의 온도가

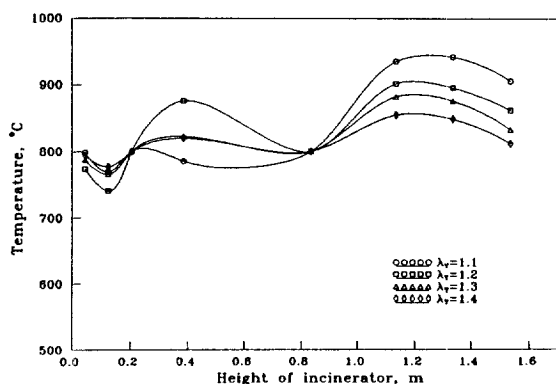


Fig. 4. Effect of λ_T on axial temperature profile in two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators ($U_{01}=1.2$ m/s, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

증가하게 된 것이다[8].

2단 선회류 유동층 소각로에서 총괄 공기-연료비(λ_T) 변화에 따른 로 내 수직 온도분포를 Fig. 4에 나타냈다. Fig. 4에서 보면, 총괄 공기-연료비가 감소하면 상단 freeboard부의 온도가 상승하는 경향을 보이는데, 이는 2단 선회류 유동층 소각로에서는 상단분산판에 부착된 선회노즐에 의해 탈휘발된 가스 및 미연 입자를 함유한 1차 연소가스가 상단으로 유입되면서 선회류를 형성하고, 2차 공기는 축방향으로 상승하게 되므로 상단 freeboard 내에서 탈휘발된 가스 및 미연 입자와 공기간의 혼합 효과가 증대되고 동시에 상단 유동층 내에 포집된 미연 입자의 재연소가 활발하게 일어나기 때문이다.

3-2. 입자의 배출특성

단단 유동층 소각로에서는 층 내에 주입된 슬러지가 연소된 후 생성된 회재는 일류 배출관을 통해 정상적으로 배출되고, 입자의 종말속도(또는 침강속도)가 가스 공탐속도보다 낮은 미세입자들은 비산유출된다. 그러나 2단 선회류 유동층 소각로에서는 소각로의 하단과 상단에 설치된 일류 배출관을 통해 회재가 정상적으로 각각 일류 배출되고 나머지가 비산 유출됨을 확인할 수 있었다. 이와 같은 특성은 Lee 등[5-9]이 무연탄 연소에서 이미 밝힌 바와 같이 2단 선회류 유동층 소각로에서는 하단 유동층을 통과한 연소가스가 상단분산판에 설치된 선회노즐을 통과하면서 상단 freeboard 내에서 선회류를 형성하게 되며, 이 때 하단으로부터 연소가스와 함께 비말동반된 입자들 중 비교적 작은 입자들은 연소가스와 함께 선회운동을 하면서 비산유출되지만 비교적 큰 입자들은 관성력에 의해 가스흐름으로부터 분리되어 상단 유동층 내로 떨어지고, 이들 미연 입자들은 2차 공기에 의해 유동화되면서 재연소된 후 상단 유동층 표면에

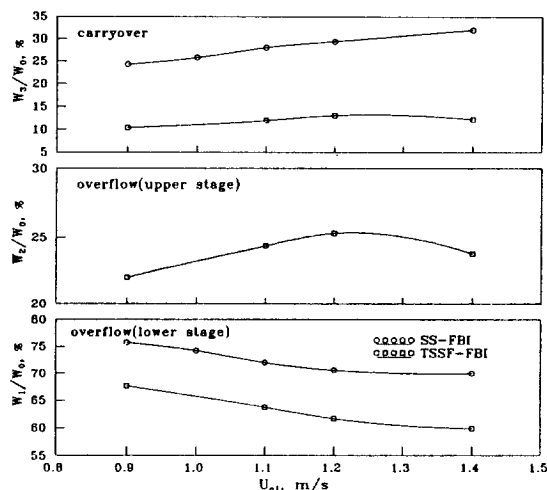


Fig. 5. Comparison of overflow drain rates and carryover rate between single-stage fluidized bed and two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators ($\lambda_T=1.2$, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

부착된 일류배출관을 통해 정상적으로 배출되게 된다.

본 연구에서는 하수슬러지 소각시 하단 가스공탐속도에 따른 각 유출흐름(outflow stream) 중의 입자 배출 특성을 파악하기 위해 각 유출흐름 중의 입자 배출량을 측정하고, 이들 결과를 순수 회재량을 기준(ash basis)으로 하여 유입된 양에 대한 유출된 양의 비로 환산하여 Fig. 5에 나타냈다.

Fig. 5에 나타난 단단 유동층 소각로의 결과에서는 하단공탐속도(U_{01})가 증가함에 따라 회재 일류배출량(W_1/W_0)은 감소하고, 상대적으로 비산유출 회재량(W_3/W_0)은 증가함을 알 수 있다. 그러나 2단 선회류 유동층 소각로에서는 하단공탐속도(U_{01})가 증가함에 따라 하단 회재배출량(W_1/W_0)은 감소하나, 연소가스와 함께 비말 동반된 입자 중 많은 양이 선회류 효과에 의해 상단 유동층 내에 포집된 후 상단 일류 배출관을 통해 배출되므로 비산회재 배출량(W_3/W_0)은 단단 유동층 소각로에 비해 현저히 감소함을 볼 수 있다.

Fig. 5의 결과에서 보면, 동일한 하단 가스공탐속도에서 하단 회재 배출량(W_1/W_0)은 단단 유동층이 2단 선회류 유동층에 비해 높음을 볼 수 있는데, 이와 같은 결과는 앞에서 설명한 바와 같이 단단 유동층 소각법에서는 유동층으로부터 연소가스와 함께 비말동반된 입자가 freeboard부의 확장에 따른 낮은 가스유속의 영향을 받아 유동층 내에 침강(settling)된 후 층매질과 함께 일류배출되기 때문에 나타난 결과라고 판단된다.

Fig. 6은 하단 가스공탐속도 변화에 따른 소각로의 각

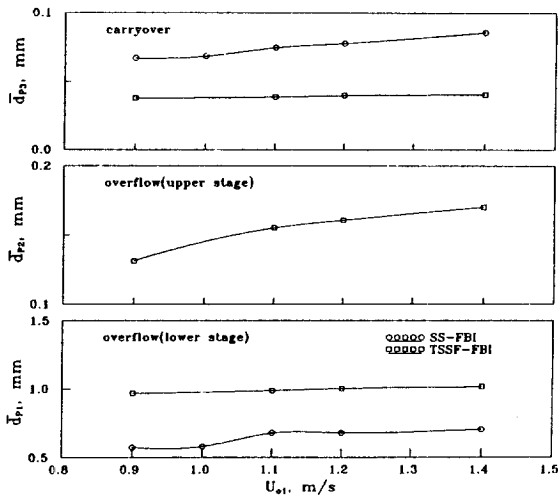


Fig. 6. Comparison of mean particle diameter of ash from each outflow stream between single-stage fluidized bed and two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators ($\lambda_T=1.2$, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

부분에서 배출된 입자의 평균직경을 측정된 결과이다. Fig. 6에 나타난 단단 유동층 소각로의 결과에서 가스 공탐속도가 증가하면 전보[1]에서 설명된 바와 같이 비말동반될 수 있는 입자의 평균직경이 커져 종말속도가

상대적으로 큰 입자들까지 연소가스와 함께 비산유출 되기 때문에 결과적으로 층 내에는 큰 입자들만이 남게 된다. 그러므로 가스공탐속도가 증가함에 따라 유동층 으로부터 일류배출된 입자의 평균직경은 증가하게 되고, 비산유출되는 입자들의 평균직경도 증가하게 된다. 그러나 2단 선회류 유동층 소각로에서는 상단 freeboard에 형성된 선회류 효과에 의해 하단 유동층으로부터 비말 동반된 입자들 중 비교적 큰 입자들이 포집되어 상단 층 내에서 연소된 후 일류배출되고 미세입자만이 비산 유출되므로, 단단 유동층 소각로에 비해 동일한 가스 공탐속도에서 비산유출된 입자의 평균직경은 감소하게 된다. 또한 동일한 하단 가스공탐속도(U_{01})에서 단단 유동층 소각로의 일류배출된 입자의 평균직경(\bar{d}_{p1})이 2단 선회류 유동층 소각로에서 일류 배출된 회재의 평균직경(\bar{d}_{p1})에 비해 작은 것을 볼 수 있는데, 이와 같은 결과는 단단 유동층 소각로에서는 앞에서 설명한 바와 같이 freeboard 확장에 따른 침강입자의 영향 때문이다.

3-3. 미연분 손실 및 연소효율

2단 선회류 유동층 소각로에서 조업조건 변화에 따라 배출흐름 중의 미연분 손실량과 연소효율을 측정하여 그 결과를 Table 3에 나타냈다. Table 3에서 보면 2단 선회류 유동층 소각로에서 측정된 연소효율은 같은 조건에서 실험한 단단 유동층 소각로에 비해 다소 높게 나

Table 3. Comparison of combustible loss and combustion efficiency between single-stage fluidized bed and two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators

Type	U_{01} (m/s)	λ_T (-)	T_{b1} ($^\circ\text{C}$)	Q_1/Q_T (-)	F_0 (g/min)	F_1/F_0 (C_1) (%)	F_2/F_0 (C_2) (%)	F_3/F_0 (C_3) (%)	η (%)
SS-FBI	1.2	1.1	800	0.70	190.91	37.70(1.23)		14.75(1.92)	94.3
	1.2	1.2	800	0.70	175.00	36.87(1.10)		15.53(1.98)	94.5
	1.2	1.3	800	0.70	161.54	36.47(1.08)		15.92(1.92)	94.6
	1.2	1.4	800	0.70	150.00	35.67(1.09)		16.61(1.20)	95.5
	1.2	1.2	750	0.70	183.56	38.72(1.12)		16.33(1.98)	94.2
	1.2	1.2	800	0.70	175.00	36.87(1.10)		15.53(1.98)	94.5
	1.2	1.2	850	0.70	167.21	38.01(0.85)		14.26(1.75)	95.6
	1.2	1.2	900	0.70	160.00	38.48(0.80)		13.73(1.56)	96.0
	0.9	1.2	800	0.70	131.25	39.57(1.07)		12.78(1.84)	94.9
	1.0	1.2	800	0.70	145.84	38.77(1.06)		13.60(1.98)	94.8
	1.1	1.2	800	0.70	160.42	37.60(1.08)		14.78(1.91)	94.7
	1.2	1.2	800	0.70	175.00	36.87(1.10)		15.53(1.98)	94.5
	1.4	1.2	800	0.70	204.18	35.58(1.28)		16.94(2.01)	93.9
	0.9	1.2	800	0.70	131.25	35.28(0.93)	11.38(0.12)	5.41(1.07)	96.9
TSSF-FBI	1.1	1.2	800	0.70	160.41	33.21(0.85)	12.61(0.11)	6.27(1.57)	97.0
	1.2	1.2	800	0.70	175.00	32.14(0.81)	13.09(0.10)	6.86(1.67)	97.0
	1.4	1.2	800	0.70	204.18	31.29(1.11)	12.30(0.11)	6.42(1.72)	96.4

Table 3. Continued

Type	U_{01} (m/s)	λ_T (-)	T_{b1} (°C)	Q_1/Q_T (-)	F_0 (g/min)	F_1/F_0 (C_1) (%)	F_2/F_0 (C_1) (%)	F_3/F_0 (C_3) (%)	η (%)
	1.2	1.1	800	0.70	190.91	32.54(1.23)	12.68(0.11)	6.99(1.75)	95.9
	1.2	1.2	800	0.70	175.00	32.14(0.81)	13.09(0.10)	6.86(1.67)	97.0
	1.2	1.3	800	0.70	161.54	32.56(0.83)	12.94(0.10)	6.57(1.48)	97.1
	1.2	1.4	800	0.70	150.00	32.42(0.75)	13.21(0.10)	6.39(1.23)	97.4
	1.2	1.2	750	0.70	183.56	31.75(1.04)	12.87(0.12)	7.53(1.69)	96.4
	1.2	1.2	800	0.70	175.00	32.14(0.81)	13.09(0.10)	6.86(1.67)	97.0
	1.2	1.2	850	0.70	167.21	33.89(0.76)	11.98(0.10)	6.15(1.12)	97.4
	1.2	1.1	800	0.70	175.00	32.14(0.81)	13.09(0.10)	6.86(1.67)	97.0
	1.2	1.2	800	0.80	153.13	32.13(0.74)	13.60(0.11)	6.29(1.45)	97.4
	1.2	1.3	800	0.90	136.11	32.86(0.70)	14.23(0.10)	4.90(1.18)	97.7

SS-FBI : Single-stage fluidized bed incinerator

TSSF-FBI : Two-stage swirl-flow fluidized bed incinerator

타난다. 이는 앞에서도 설명한 바와 같이 2단 선회류 유동층 소각로에서는 하단 유동층으로부터 연소가스와 함께 비말동반된 미연 미세입자들이 상단 freeboard 내에서 선회류 효과에 의해 비교적 큰 입자들은, 상단 유동층 내로 포집되어 2차 공기에 의해 유동화되면서 재연소가 일어난 후 일류배출관을 통해 배출되므로 상단 유동층에서 배출되는 회재 중의 가연분 함량이 Table 3에서 보는 바와 같이 0.1% 정도로 대단히 낮다. 또한 비산유출되는 미세입자들 역시 선회류 효과에 의해 로내 체류시간이 길어지며, 상단 freeboard 내에서 난류강도의 증가에 의해 가연성 가스(또는 미연 입자)와 공기와의 큰 접촉효과에 의해 연소가 활발히 일어날 뿐 아니라 상단 freeboard부의 온도가 높게 유지되므로 인해 연소속도가 증진되어 비산유출되는 입자 중의 가연분 함량 역시 단단 유동층 소각로에 비해 낮음을 볼 수 있다.

또한 본 실험범위에서 총괄 공기-연료비, 층온도 및 1차 공기량(Q_1/Q_T)이 증가하면 연소속도가 증가하여 단단 유동층 소각로 및 2단 선회류 유동층 소각로에서 연소효율은 Table 3과 같이 증가하는 경향을 보였다. 그러나 연소효율에 대한 하단 가스공탐속도의 영향은 단단 유동층 소각로 및 2단 선회류 유동층 소각로가 각기 다른 경향을 보임을 알 수 있다. 즉, 소화 하수슬러지의 단단 유동층 소각로에서는 하단 가스공탐속도가 증가하면 일반적인 석탄 유동층 연소에서 보고된 바와 같이 연소효율이 감소함을 보이나, 2단 선회류 유동층 소각로에서는 연소효율이 거의 일정함을 볼 수 있다. 이와 같은 결과는 단단 유동층 소각로의 경우, 가스공탐속도가 커지면 비산유출량이 증가하여 연소효율의 저감효과를 초래하지만, 2단 선회류 유동층 소각로에

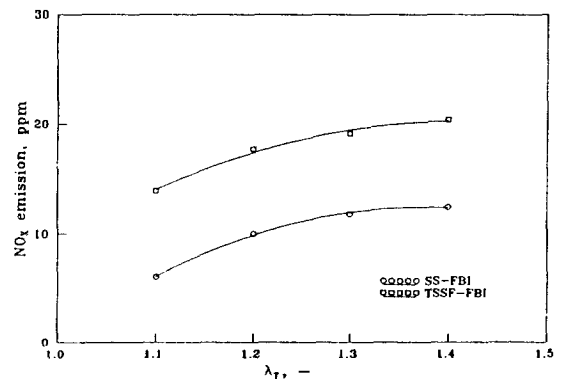


Fig. 7. Effect of λ_T on NO_x emission ($U_{01}=1.2$ m/s, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

서는 하단 가스공탐속도가 증가하면 하단에서 생성된 연소가스가 상단 분산판에 설치된 노즐을 통과할 때 노즐분사속도(V_o)가 커져 상단 freeboard 내에서 선회강도가 증가하게 되며[7], 그 결과 하단으로부터 연소가스와 함께 비말동반된 미연 미세입자 중 상단 유동층 내로의 입자 포집량이 증가하기 때문이다.

3-4. 공해물질 배출특성

2단 선회류 유동층 소각로에서 하수슬러지를 소각 시킴에 따른 공해물질 배출특성을 파악하고자 총괄 공기-연료비 변화에 따른 배출가스 중의 NO_x 농도를 측정된 결과를 Fig. 7에 나타냈다. Fig. 7에서 보면, 총괄 공기-연료비가 감소하면 NO_x 배출농도가 감소하는 경향을 볼 수 있으며, 전보[1]에서 발표된 단단 유동층 소각에서 얻은 결과와 같은 경향성을 보인다. 이와 같은

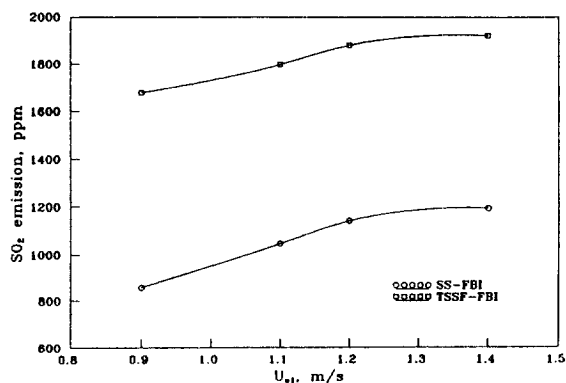


Fig. 8. Comparison of SO₂ emission between single-stage fluidized bed and two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators ($\lambda_T=1.2$, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

결과는 진보[1]에서 언급한 바와 같이 총괄 공기-연료비가 감소하면 산소농도가 낮기 때문에 나타난 결과라 생각된다. 또한 본 실험조건에서 하수 슬러지의 소각에 따른 NO_x 배출농도는 13.9-20.4 ppm으로 비교적 낮게 나타남을 볼 수 있는데, 이와 같은 결과는 본 실험에서 연소시 필요한 공기를 단계적으로 주입함에 따른 결과라고 여겨진다. 즉, 총괄 주입공기에 대한 1차공기 주입량을 공기부족조건(substoichiometric condition)으로 공급하였기 때문에 연료 중의 질소성분으로부터 생성된 NO_x의 일부가 환원 분위기에서 생성된 미연 char, CO 및 NH₃와 freeboard 상부에서 반응하여 질소로 환원되었기 때문이라 판단된다[10, 14]. 그러나, Q_1/Q_T 와 λ_T 가 동일한 조건에서 2단 선회류 유동층 소각로의 경우가 단단 유동층 소각로에 비해 NO_x 농도가 다소 높게 나타남을 볼 수 있는데, 이와 같은 결과는 2단 선회류 유동층 소각로의 상단 freeboard 내에서의 우수한 혼합 효과에 의해 산화반응이 촉진되어 미연 char 및 CO의 농도가 단단 유동층 소각로에 비해 낮기 때문에 나타난 결과라고 여겨진다.

또한 가스공탐속도를 변화시키면서 SO₂ 배출농도를 측정한 Fig. 8의 결과를 살펴보면, 배출되는 SO₂ 농도는 1678-1921 ppm으로 높게 나타나며 2단 선회류 유동층 소각로에서의 SO₂ 배출농도가 단단 유동층 소각로에 비해 높게 나타남을 볼 수 있다. 이와 같은 현상은 앞에서 언급한 바와 같이 하단 유동층으로부터 연소가스와 함께 비탈동반된 미연 미세입자 중 일부가 상단 유동층 내에 떨어져 재연소되면서 SO₂를 생성하고, 연소가스와 함께 비산유출되는 미세한 입자들 역시 상단 freeboard 내에서 연소되면서 SO₂를 생성하므로 인해 연료 중의 황성분이 SO₂로 전환되는 양이 증가했기 때문이다. 또한

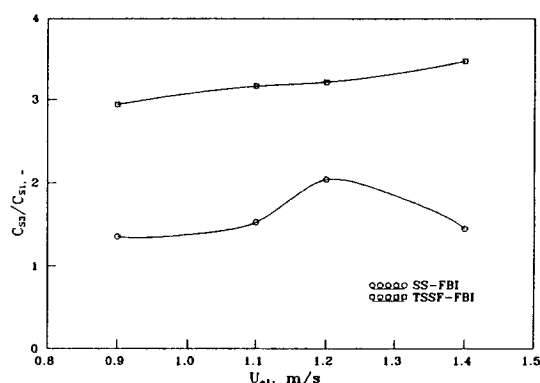


Fig. 9. Comparison of C_{S3}/C_{S1} between single-stage fluidized bed and two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators ($\lambda_T=1.2$, $T_{b1}=800^\circ\text{C}$, $T_{b2}=800^\circ\text{C}$, $Q_1/Q_T=0.7$).

본 실험에서 단계적 공기주입에 따라 $Q_1/Q_T=0.7$ 인 조건에서는 하단 유동층 내에서 연소가 공기부족(즉, 환원조건)으로 조업되었기 때문에 환원성 분위기에서 연료 중의 황성분이 H₂S로 전환된 후 과잉공기조건(산화조건)에서 H₂S가 SO₂로 전환되었기 때문이라 판단되며, 이와 같은 반응기구에 대해서는 많은 연구자들에 의해 이미 제안된 바 있다[12, 13]. 그러므로 반응기의 높이에 따른 H₂S 농도의 측정자료가 없어 정량적으로 해석하기는 곤란하나 단단 유동층 소각로에 비해 2단 선회류 유동층 소각로에서는 상단 freeboard 내에서의 우수한 혼합효과에 의해 SO₂ 생성 반응속도가 증가하였기 때문에 나타난 결과라고 생각되며, Fig. 9의 결과가 이상의 설명을 정성적으로나마 잘 나타내주고 있다. Fig. 9는 소각로의 상단 freeboard부(1차 공기 분산판으로부터 1.44 m 상부지점)에서 측정된 SO₂ 농도(C_{S3})를 하단 freeboard부(1차 공기 분산판에서 0.65 m 상부지점)에서 측정된 SO₂ 농도(C_{S1})의 비(C_{S3}/C_{S1})로 나타낸 결과로써, 단단 유동층 소각로에서 생성되는 SO₂의 26-51% 정도가 freeboard부에서 생성됨을 볼 수 있으며, 2단 선회류 유동층 소각의 경우엔 단단 유동층 소각로에 비해 SO₂ 생성량의 대부분이 소각로 상단부에서 일어남을 볼 수 있다.

SO₂ 배출량에 대한 층온도의 영향을 살펴보기 위해 층표면 온도를 750°C-850°C 까지 변화시키면서 SO₂ 배출농도를 측정한 결과를 Fig. 10에 나타냈다. 본 실험 범위 내에서 층온도를 증가시키게 되면 동일한 하단 가스공탐속도에서 총괄 공기-연료비를 일정하게 유지하기 위해 하수슬러지 주입량을 감소시켰다. 그럼에도 불구하고 Fig. 10에서 보는 것처럼 층온도를 750°C에서 850°C 까지 증가시키에 따라 SO₂ 배출농도는 1713 ppm

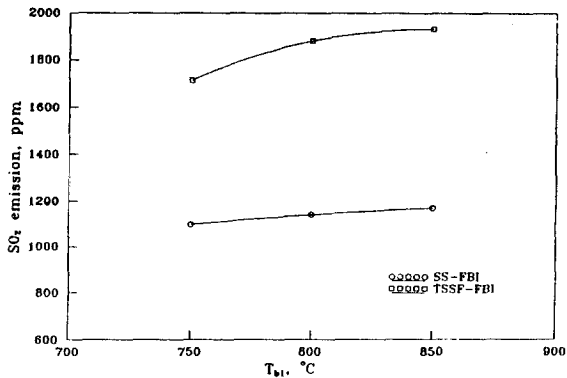


Fig. 10. Comparison of SO₂ emission between single-stage fluidized bed and two-stage swirl-flow fluidized bed incinerators($\lambda_T=1.2$, $U_{o1}=1.2$ m/s, $T_{b2}=800$ °C, $Q_1/Q_T=0.7$).

에서 1931 ppm으로 증가하는 경향을 보이는 것은 온도의 상승으로 인한 황성분의 산화반응속도가 증진되었기 때문인 것으로 생각된다[10, 11].

이상의 SO₂ 배출특성을 살펴볼 때, 하수 슬러지를 유동층 소각시킬 경우 단단 유동층 소각로 및 2단 선회류 유동층 소각로 모두 배출허용기준치(800 ppm)를 훨씬 초과하므로 SO₂ 생성량을 저감시키기 위한 방안을 고려해야 할 필요가 있다. 특히 유동층 소각로의 free-board 상단 영역에서의 SO₂ 생성율이 높으므로 이 영역에서 생성되는 SO₂를 효과적으로 포획할 수 있어야만 보다 효과적인 SO₂ 저감방안이 될 것으로 판단된다.

4. 결 론

하수슬러지의 소각처리에 2단 선회류 유동층 소각로의 적용 가능성을 확인하기 위해 2단 선회류 유동층 소각로에서 소화 하수슬러지를 소각시키면서 하수슬러지의 소각특성 및 공해물질 배출특성을 측정된 실험을 통해 다음과 같은 결론을 얻었다.

(1) 2단 선회류 유동층 소각로에서는 선회류 효과에 의해 상단 freeboard 영역으로 유입된 미세입자 중 비교적 큰 입자는 상단 유동층 내로 포집되고 나머지 미세입자들만 비산유출되므로 단단 유동층 소각로보다 회재입자의 비산유출량이 감소되었고, 비산유출되는 입자의 입경 또한 감소하였다.

(2) 2단 선회류 유동층 소각로의 상단 freeboard 영역에서 발생하는 선회류 효과에 의해서 미세입자의 체류시간이 길어질 뿐 아니라, 상단 freeboard에서 가연성 가스 및 미세입자와 공기간의 접촉효과가 증진됨에 따라 온도가 높게 유지되므로 비산유출되는 입자와 상단 유

동층에서 배출되는 회재 중의 가연성분 함량이 낮아 단단 유동층 소각로보다 다소 높은 연소효율을 나타냈다.

(3) 2단 선회류 유동층 소각로에서 하수슬러지를 소각시킬 경우 NO_x 배출농도는 본 실험조건에서 13.9-20.4 ppm으로 아주 낮은 값을 보였으나, SO₂ 배출농도는 1678-1931 ppm으로 동일한 조업조건에서 실험한 단단 유동층 소각법에서의 배출농도인 830-1310 ppm에 비해 다소 높은 값을 보였다. 그러나 두 경우 모두 배출허용기준치를 크게 벗어나므로 SO₂ 저감방안에 대한 연구가 이루어져야 되리라 본다.

사용기호

- C_0 : combustible content in the sludge fed [%]
- C_1 : combustible content in particles drained from the lower bed [%]
- C_2 : combustible content in particles drained from the upper bed [%]
- C_3 : combustible content in fly ash collected in cyclones [%]
- C_{S1} : SO₂ emission 0.65 m above the distributor of lower stage [ppm]
- C_{S3} : SO₂ emission 1.44 m above the distributor of lower stage [ppm]
- \bar{d}_p : mean diameter of particle [mm]
- F_0 : sludge feed rate [g/min]
- F_1 : weight of particles drained from the lower bed [g/min]
- F_2 : weight of particles drained from the upper bed [g/min]
- F_3 : weight of fly ash collected by cyclones [g/min]
- h_{b1} : fluidized height of lower bed [m]
- h_{b2} : fluidized height of upper bed [m]
- m_a : molar flow rate of air [mol/s]
- m_f : molar flow rate of fuel [mol/s]
- Q_1 : primary air flow rate [l/min]
- Q_2 : secondary air flow rate [l/min]
- Q_T : total air flow rate [l/min]
- T_{b1} : lower bed temperature 0.20 m above the lower stage distributor [°C]
- T_{b2} : upper bed temperature 0.10 m above the upper stage distributor [°C]
- U_{mf} : minimum fluidization velocity [m/s]
- U_{o1} : primary superficial gas velocity [m/s]
- U_{o2} : secondary superficial gas velocity [m/s]
- W_0 : ash weight in the sludge fed [g/min]
- W_1 : ash weight in particles drained from the lower

bed [g/min]
 W_2 : ash weight in particles drained from the upper bed [g/min]
 W_3 : ash weight in fly ash collected by cyclones [g/min]
 η : combustion efficiency [%]
 λ_T : total air-fuel ratio defined as $\lambda_T = (m_a/m_f) / (m_a/m_f)_s$

하첨자

a : air
 b : bed
 f : fuel
 g : gas
 s : stoichiometric
 o : feed
 1 : lower bed
 2 : upper bed
 3 : fly bed

참고문헌

1. Lee, J. K., Lee, K. H., Jang, J. G., Lee, N. S. and Chun, H. S.: *HWAHAK KONGHAK*, **30**, 228(1992).
2. Rappoldt, L. M. and van Gasselt, M. L. G.: Proc. 8th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, Houston, 647(1985).
3. Korenberg, J.: Proc. of 4th Int. Conf. on Fluidiza-

- tion, Eng. Found. Conf., Japan, 491(1983).
4. Nieh, S. and Yang, Y.: *Powder Technol.*, **50**, 121 (1989).
 5. Lee, J. K., Hu, C. G., No, J. G., Shin, Y. S. and Chun, H. S.: *HWAHAK KONGHAK*, **26**, 517(1988).
 6. Lee, J. K., Hu, C. G., No, J. G., Shin, Y. S. and Chun, H. S.: Proc. of the 10th Int. Conf. on FBC, ASME, San Francisco, U.S.A, 1190(1989).
 7. Lee, J. K., Hu, C. G., No, J. G., Shin, Y. S. and Chun, H. S.: *Can. J. of Chem. Eng.*, **68**, 824(1990).
 8. Lee, J. K., Lee, K. H., Lee, K. H. and Chu, H. S.: *HWAHAK KONGHAK*, **28**, 470(1990).
 9. Lee, J. K., Lee, K. H., Shin, Y. S. and Chun, H. S.: Proc. of 11th Int. Conf. on FBC, ASME, Montreal, Canada, 571(1991).
 10. Valk, M., Bramer, E. A. and Toissant, H. H. J.: Proc. of the 9th Int. Conf. on FBC, 784(1987).
 11. Khan, W. U. Z. and Gibbs, B. M.: Proc. of 11th Int. Conf. on FBC, ASME, Montreal, Canada, 1503 (1991).
 12. Kramlich, J. C., Malte, P. C. and Grosshandler, W. L.: Proc. 8th Int. Symp. on Combustion, The Combustion Institute, Pittsburg, 151(1981).
 13. Schouten, J. C. and van den Bleek, C. M.: Proc. 9th Int. Conf. on FBC, ASME, Boston, 749(1987).
 14. Hampartsoumian, E. and Gibbs, B. M.: Proc. 9th Int. Symp. on Combustion, The Combustion Institute, 1253(1982).