

연속식 2단 기포 유동층 공정의 운전특성

윤필상 · 최정후[†]

건국대학교 화학공학과
143-701 서울시 광진구 화양동 1
(2013년 11월 25일 접수, 2013년 12월 18일 수정본 접수, 2013년 12월 23일 채택)

Operating Characteristics of a Continuous Two-Stage Bubbling Fluidized-Bed Process

Pil-Sang Youn and Jeong-Hoo Choi[†]

Department of Chemical Engineering, Konkuk University, 1 Hwayang-dong, Gwangjin-gu, Seoul 143-701, Korea
(Received 23 November 2013; Received in revised form 18 December 2013; accepted 23 December 2013)

요 약

고체가 연속적으로 주입되고 배출되는 상온 상압 2단 기포 유동층(내경 0.1 m, 높이 1.2 m)의 흐름특성을 조사하고, 운전유속범위를 고찰하였다. 고체는 상부 기포 유동층으로 주입되고, 넘쳐서 기계적 혹은 비기계적 밸브가 없이 단순히 농후상 고체 층으로 이루어진 고체 수송관(standpipe, 내경 0.025 m)를 통하여 하부 기포 유동층의 층으로 주입되며, 하부 유동층을 넘쳐서 고체가 배출되었다. 기체는 하부 유동층을 유동화하고 배출된 후 다시 상부 유동층을 유동화하였다. 기체로는 공기를 사용하였고, 고체로는 입도가 큰 입자(<1000 μm , 겉보기 밀도 3090 kg/m^3)와 입도가 작은 입자(<100 μm , 겉보기 밀도 4400 kg/m^3)를 혼합한 입자를 사용하였으며, 혼합비를 변수로 하였다. 하부 유동층 기체가 고체수송관의 고체흐름을 비우고, 우회하는 조건일 때 하부 유동층 유동화 속도를 붕괴속도로 정의하였다. 본 공정의 운전이 가능한 최대기체유속으로 붕괴속도가 사용될 수 있었다. 붕괴속도는 작은 입자 혼합비가 증가함에 따라 증가하여, 30%에서 가장 큰 값을 나타낸 후, 감소하였다. 붕괴속도의 경향은 고체수송관 상단과 하단 사이의 압력차 경향과 유사하였다. 붕괴속도는 벌크밀도(bulk density)와 정체층 공극률의 함수로 나타내졌으며, 벌크밀도가 증가하면 증가하고, 정체층 공극률이 증가하면 감소하였다.

Abstract – Flow characteristics and the operating range of gas velocity was investigated for a two-stage bubbling fluidized-bed (0.1 m-i.d., 1.2 m-high) that had continuous solids feed and discharge. Solids were fed in to the upper fluidized-bed and overflowed into the bed section of the lower fluidized-bed through a standpipe (0.025 m-i.d.). The standpipe was simply a dense solids bed with no mechanical or non-mechanical valves. The solids overflowed the lower bed for discharge. The fluidizing gas was fed to the lower fluidized-bed and the exit gas was also used to fluidize the upper bed. Air was used as fluidizing gas and mixture of coarse (<1000 μm in diameter and 3090 kg/m^3 in apparent density) and fine (<100 μm in diameter and 4400 kg/m^3 in apparent density) particles were used as bed materials. The proportion of fine particles was employed as the experimental variable. The gas velocity of the lower fluidized-bed was defined as collapse velocity in the condition that the standpipe was emptied by upflow gas bypassing from the lower fluidized-bed. It could be used as the maximum operating velocity of the present process. The collapse velocity decreased after an initial increase as the proportion of fine particles increased. The maximum took place at the proportion of fine particles 30%. The trend of the collapse velocity was similar with that of standpipe pressure drop. The collapse velocity was expressed as a function of bulk density of particles and voidage of static bed. It increased with an increase of bulk density, however, decreased with an increase of voidage of static bed.

Key words: Gas Fluidized Bed, Multi-Fluidized-Bed, Hydrodynamics, Standpipe, Pressure Profile

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: choijhoo@konkuk.ac.kr

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

1. 서 론

2개 이상의 유동층 반응기로 구성되는 유동층 공정은 흡착, 중질 유 분해, 석탄 가스화, 석회석 소성[1], 연소기체 중 CO_2 포집[2,3], chemical looping combustion(CLC)[4,5] 등의 공정에서 사용되고 있다. 이들 공정은 반응기 사이에 서로 고체를 주고 받는 다중 반응기 공정과 고체가 반응기를 차례로 거쳐가는 단단 공정으로 분류될 수 있다. 다중 반응기 공정에서는 고체가 계속적으로 폐쇄된 순환고리를 돌며, 소량 유실된 고체의 보충이 있다. 반면에 단단 공정에서는 원료 고체는 주입되어 일회의 통과과정을 갖는다.

석탄 가스화, 석회석 소성과 같이 처리속도가 느린 경우 일부 공정에서 주입된 고체는 상부 유동층에서 하부 유동층으로 흐르고, 기체는 하부 유동층을 유동화 한 후 상부 유동층을 유동화하는 단단 유동층 공정이 사용된다[1]. 이 경우에 기체의 우회를 피하고, 고체를 하부 반응기로 원활히 수송하기 위해서는 고체 수송관(standpipe)에 기계적 밸브 혹은 비기계적 밸브를 사용하거나, 단순한 농후상 고체층을 형성하기도 한다[6]. 이는 기체의 흐름에 반하여, 압력이 낮은 곳에서 높은 곳으로 고체의 수송이 이루어져야 하기 때문이다. 한편 여러 단의 공정에서 비기계적 밸브는 추가적인 기체의 분사(aeration)가 필요하여 복잡성을 더 하는 단점이 있고, 기계적 밸브는 공정의 복잡성을 더 할 뿐만 아니라, 가혹한 반응조건에서 내구성이 보장되어야 한다는 제약으로 인하여 비용이 증가하는 단점이 있다. 이와 대조적으로 단순히 농후상 고체 층을 형성하여 기체의 역류를 방지할 수 있는 구조는 가능한 범위에서 매우 편리하고 경제적이다.

고체 수송관의 설계를 위해서는 공정에서 압력분포특성의 조사와 고찰이 필수적이며, 이를 통하여 가능한 운전범위가 확인될 수 있다. 고체 수송관이 사용되는 공정에서 압력균형 혹은 고체흐름특성은 여러 문헌[1,2,6-12]에서 고찰되었고, Knowlton[6]에 의해서 잘 요약되었다. 기계적 밸브 혹은 비기계적 밸브가 사용되는 공정에서 저압에서 고압으로 고체흐름을 유지하는 압력균형은 밸브에 의해서 이루어지며 운전조건의 요구에 부합하여 밸브가 설계됨을 보였다[1,2,6-9]. 밸브가 사용되지 않는 경우에 O'Dea 등[10]은 고체 수송관 하단에서 주입되는 기체의 양과 수송관의 각에 따른 고체흐름 특성을 고찰하였다. 사용된 수송관은 유동층과 호퍼(hopper)를 연결하였으며, fluid catalytic cracking (FCC) 촉매입자를 사용하였고 유속범위는 0.05~0.61 m/s, 수송관의 각은 45~90°이었다. 입자는 유동층 하단부로 배출되어 수송관으로 주입되고 호퍼로 이송되었다. 수송관 경사각의 영향은 없다고 보고하였다. Takeshita 등[11]은 호퍼와 receiver를 연결하는 고체 수송관을 연구하였으며 사용입자는 유리입자(glass bead)였고, 호퍼와 수송관이 이루는 각을 변화시켰으며 수송관 하단에서 기체를 분사(aeration)하며 고체유량을 고찰하였다. Jing 등[12]은 호퍼와 receiver를 연결하는 고체 수송관을 사용하였으며, 사용입자는 ceramic ball이었다. 경사각이 직각인 수송관을 사용하였다. 호퍼의 직경과 수송관에 주입되는 기체의 양에 따른 고체흐름을 고찰하였다. 그러나 기체는 고체와 향류로 흐르고, 고체가 연속적으로 주입되고, 배출되는 단단 유동층 사이에서 단순히 농후상 고체 층에 의하여 압력균형이 유지되는 고체 수송관에서 고체흐름과 그 운전범위에 대해서 고찰된 연구는 없었다.

본 연구에서는 고체가 상부 유동층 층 표면에서 넘쳐서 하부 유동층 층 내로 고체 수송관을 통하여 흐르고, 기체는 하부 유동층을 유동화 한 후 상부 유동층을 유동화하는 단단 유동층 공정에서 단순히

고체 수송관 내 농후상 고체 층에 의해서 압력균형이 유지될 때, 고체흐름의 가능한 운전범위를 조사하는 것을 목적으로 수행되었다. 이 때 하부 유동층의 유동화 기체는 (1) 고체 수송관을 거쳐서 상부 유동층 프리보드(freeboard)로 흐르거나 혹은 (2) 하부 유동층의 프리보드와 사이클론, 상부 유동층의 분산판, 고체 층을 지나 프리보드로 흐른다. 고체는 상부 유동층 층 내로 연속적으로 주입되고 하부 유동층의 층 표면에서 넘쳐서 배출된다. 먼저 공정의 시동(startup) 방법을 도출하였고, 공정의 압력분포를 측정하여 안정된 운전이 가능한 유속범위를 고찰하였다. 안정된 운전이 가능한 유속범위에 대한 고체 중 미분함량의 영향을 고찰하였다.

2. 실험

Fig. 1은 실험에 사용된 상온 상압 2단 연속 기포 유동층 공정의 흐름도이다. 본 실험 장치는 공기 압축기, 다수의 공기 유량계, 두 개의 유동층(plexi-glass, 0.10 m-i.d., 1.4 m-high), 두 개의 사이클론, 여과포(filter bag), 주입고체 저장조, spring feeder, 고체 수송관, 유출고체 저장조(drain hopper)로 구성된다. 유동화 기체로는 공기가 사용되었으며, 압력조절기와 수분제거용 필터, 유량계를 통해 유동층과 사이클론 하부 loopseal 및 dipleg로 주입되었다. 분산판으로는 다공판을 사용하였다. 두 유동층은 높이가 다르게 설치되었으며, 높이에 따라 하부 유동층(FB1)과 상부 유동층(FB2)으로 나뉜다. 두 유동층에서 비산된 고체는 사이클론에서 포집된 후 층 내로 재순환되었다. 고체는 검교정된 spring feeder로 상부 유동층 분산판으로부터 높이 0.2 m 층 내로 연속적으로 주입하였다. 고체유량은 0.0125 kg/s로 일정하게 유지하였다. 두 유동층을 연결하는 고체 수송관(standpipe)은 상부 유동층 분산판 위 0.25 m 지점과 하부 유동층 분산판 위 0.15 m 지점을 연결하며, 내경 0.025 m, 수평면과 이루는 각은 60°이다. 유출고체 저장조는 하부 유동층의 분산판 위 0.25 m 지점과 연결되어 있다.

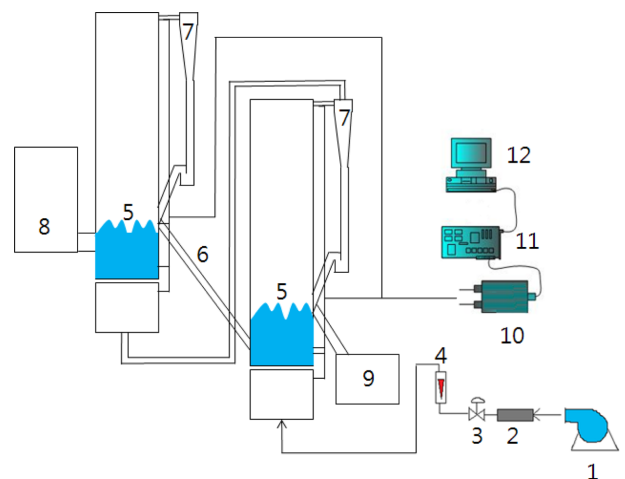


Fig. 1. Continuous two stage fluidized bed system.

- | | |
|--|-----------------------------|
| 1. Air compressor | 8. Solids hopper and feeder |
| 2. Filter | 9. Solids drain hopper |
| 3. Pressure regulator | 10. Pressure transducers |
| 4. Mass flow meter | 11. Data logger |
| 5. Lower and upper fluidized beds (FB1, FB2) | 12. Personal computer |
| 6. Standpipe | |
| 7. Cyclones | |

운전특성을 분석하기 위해 8곳에서 압력변환기를 이용하여 압력을 측정하였으며, data logger로 수집되고, personal computer (PC)로 전송되어 저장되었다. 압력이 측정된 곳은 상부 유동층과 하부 유동층의 windbox, 분산판 상부, 프리보드 그리고 고체 수송관의 상단과 하단이다. 높이로 나타내면 하부 유동층 분산판을 기준높이로 하여 -3 cm (하부 유동층 windbox), 4 cm (하부 유동층 분산판 상부), 16.5 cm (고체 수송관 하단), 137 cm (하부 유동층 프리보드 기체출구), 76 cm (상부 유동층 windbox), 84.5 cm (상부 유동층 분산판 상부), 98.5 cm (고체 수송관 상단), 217 cm (상부 유동층 프리보드 기체출구)이다.

기체는 하부 유동층으로 주입되어 분산판을 통과하여 하부 유동층을 유동화하고 프리보드를 통과하여 사이클론으로 주입된다. 사이클론을 통과한 기체는 상부 유동층으로 주입되어 분산판을 통과하여 상부 유동층을 유동화한 후 사이클론과 여과포를 거쳐서 배출된다. 안정된 조건에서 일부 소량의 하부 유동층 유동화 기체는 고체 수송관을 거쳐서 상부 유동층 프리보드로 우회된다. 만약 이 우회되는 기체가 주 흐름이 되면 고체 수송관은 기체로 관통되고, 대부분의 하부 유동층 고체가 상부로 이송되며, 유동층 공정이 붕괴된다. 상부 유동층으로 주입된 고체는 넘쳐서(overflow) 고체 수송관을 통해 하부 유동층으로 주입되며 다시 넘쳐서 유출고체 저장조로 배출된다.

Table 1은 실험에 사용된 시료의 물성을 요약하여 나타낸다. 본 연구에서는 고체 수송관의 안정성이 미분함량에 영향을 받을 것으로 판단하여 크기가 다른 두 종류의 입자를 혼합하여서 사용하였다. 큰 입자는 입도범위 0~1000 μm , 겉보기 밀도(apparent density) 3090 kg/m^3 , 벌크 밀도(bulk density) 1690 kg/m^3 , 비표면 평균입경 16.1 μm , Geldart 분류 C, 최소유동화속도 2.2 cm/s 인 입자이었다[1,13]. 작은 입자는 입도범위 0~150 μm , 겉보기 밀도 4400 kg/m^3 , 벌크 밀도 2070 kg/m^3 , 비표면 평균입경 7.47 μm , Geldart 분류 C인 입자이었다. 작은 입자의 혼합비를 0, 30, 50, 70, 100 질량백분율로 변화하며

Table 1. Properties of particles

Items	Coarse particles	Fine particles
Size range (μm)	0~1000	0~150
Specific surface mean diameter (μm)	16.1	7.47
Apparent density (kg/m^3)	3090	4400
Bulk density (kg/m^3)	1690	2070
Geldart's classification[13]	C	C

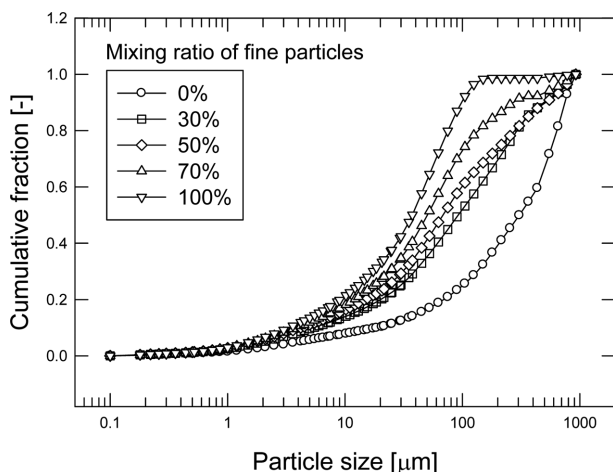


Fig. 2. Cumulative size distribution of feed particles for various proportions of fine particles.

Table 2. Properties of particle mixture

Mixing ratio of fine particles (%)	0	30	50	70	100
Specific surface mean diameter (μm)	16.1	9.81	8.68	8.25	7.47
Bulk density (kg/m^3)	1690	1970	2020	2040	2070
Voidage of static bed (-)	0.454	0.419	0.443	0.477	0.530

영향을 고찰하였다. Fig. 2는 사용된 입자의 입도분포를 누적분율로 나타낸다. Table 2는 작은 입자의 혼합비를 증가시키며 측정된 입자들의 비표면 평균입경, 벌크밀도, 정체층 공극률을 나타낸다. 겉보기 밀도는 비중병(pycnometer)과 물을 사용하여 측정하였다. 벌크 밀도(ρ_b)는 1 liter 눈금이 있는 메스실린더에 고체를 채우고 고체층의 질량(m_{bed})을 부피(V_{bed})로 나누어 결정하였다.

$$\rho_b = \frac{m_{bed}}{V_{bed}} \quad (1)$$

고체층의 질량(m_{bed})은 큰 입자의 질량($m_{s,c}$)과 작은 입자의 질량($m_{s,f}$)의 합이며, 공기의 질량은 무시된다.

$$m_{bed} = m_{s,c} + m_{s,f} \quad (2)$$

고체층의 부피(V_{bed})는 큰 입자의 부피($V_{s,c}$)와 작은 입자의 부피($V_{s,f}$)의 합이며, 각 부피는 각 입자의 질량을 겉보기 밀도로 나누어 구할 수 있다. 결과적으로 다음 식과 같이 고체층의 부피에서 각 고체의 부피를 빼면 공극의 부피(V_{air})가 된다.

$$V_{air} = V_{bed} - V_s = V_{bed} - (V_{s,c} + V_{s,f}) = V_{bed} - \left(\frac{m_{s,c}}{\rho_{s,c}} + \frac{m_{s,f}}{\rho_{s,f}} \right) \quad (3)$$

다음 식과 같이 고체층의 부피 중 공극이 차지하는 부피분율을 공극률(ϵ)로 계산하였다.

$$\epsilon = \frac{V_{air}}{V_{bed}} \quad (4)$$

Table 2에서 나타내는 것과 같이 작은 입자 혼합비가 증가함에 따라 평균입도는 감소하였으며, 벌크 밀도는 증가하는 경향을 보였다. 공극률은 혼합비 0%에서 0.454로 시작하여 30%에서 0.419로 최소값을 보인 후 증가하여 100%에서는 0.530으로 0% 때보다 더 큰 값을 보였다.

고체 수송관이 비어 있는 시작조건에서 하부 유동층의 기체는 거의 모두 고체 수송관을 관통하여 흐르기 때문에 유동층 공정을 형성할 수 없었다. 따라서 실험은 (1) 시동순서를 개발하고, (2) 정상상태를 유지할 수 있는 최대 하부 유동층 기체 속도를 결정하는 것으로 하였다. 기체유속은 하부 유동층에 주입되는 유동화 속도로 정의하였다. 정상상태에서 실험변수는 고체입자의 입도분포만을 고려하였다.

3. 결과 및 고찰

본 공정의 경우에 고체 수송관이 비어 있는 시작조건에서 주입된 하부 유동층의 기체는 거의 모두 사이클론을 통과하여 상부 유동층 분산판 밑으로 주입되는 것이 아니라 고체 수송관을 관통하여 흐르기 때문에 상부 유동층을 유동화할 수 없었고, 상부 유동층의 고체가 넘쳐서 고체 수송관으로 유입될 수 없어 유동층을 형성할 수 없었다. 결과적으로 시동방법을 먼저 정립하는 것이 필요하였다.

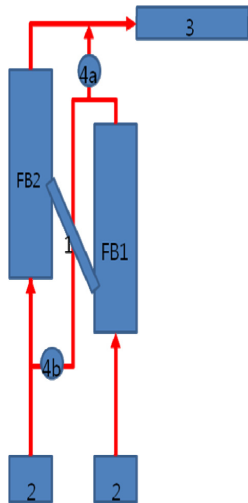
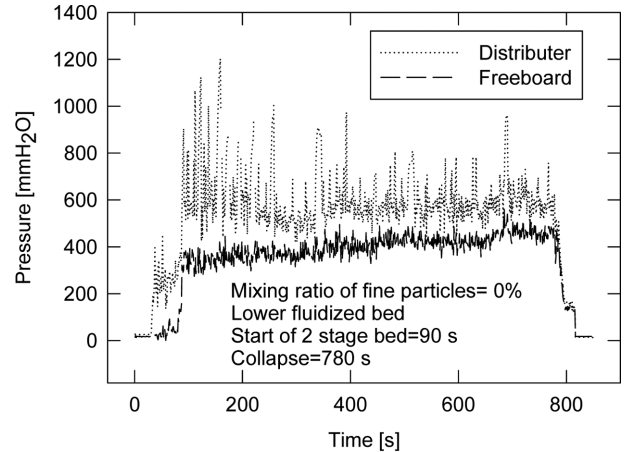


Fig. 3. Block diagram for description on gas flow control in startup procedure. FB1, FB2: lower and upper fluidized bed including solids recycle system, respectively, 1: standpipe, 2: gas flow meters, 3: bagfilter and gas exit, 4(a,b): valves.

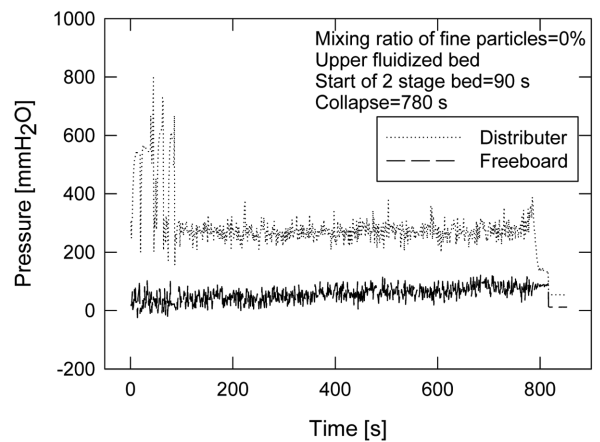
따라서, 본 연구에서는 다음과 같은 시동순서를 개발하였다. 먼저 각 유동층을 독립적으로 유동화시키기 위해서 상부 유동층에 기체 공급설비, 하부 유동층의 기체 배출설비를 추가로 설치하였다(Fig. 3). 시동순서는 다음과 같다. (1) 밸브 4a를 열고 밸브 4b를 닫아서 하부 유동층 기체가 상부 유동층으로 가지 않고 사이클론을 통과하여 여과포로 배출되도록 하고, 상부 유동층에 독립적으로 유동화 기체를 공급하였다(각 유동화 속도 0.3 m/s). (2) 이 조건에서 상부 유동층에 고체가 주입되며, 상부 유동층에 고체가 채워지고, 유동화되어 넘쳐서, 고체 수송관을 통하여 고체가 하부 유동층을 채우고 유동화되어 넘쳐서 배출구로 유출되도록 한다. (3) 안정된 조건에서 하부 유동층의 기체 속도를 단계적으로 일정량을 증가시키며, 동시에 밸브 4a를 닫고 4b를 열어, 상부 유동층에 독립적으로 공급되는 기체 유량을 감소시켰다. 하부 유동층에 주입된 기체만으로 상부 유동층이 유동화 될 때까지 이를 반복하였다(하부 유동층 기체속도 약 0.6 m/s). 이 때 상부 유동층에 독립적으로 공급되는 기체는 완전히 중단되며, 밸브 4a는 완전히 차단되고, 밸브 4b는 완전히 열린다. 이를 정상실험상태로 간주하였다.

정상 실험조건에 도달한 후 하부 유동층에 기체유량을 증가시키면, 각 유동층에서 유동화 상태는 더 격렬하여졌다. 고체 수송관을 통하여 기포가 상승하는 현상이 관찰되고, 관통하는 기체유량이 증가되는 현상이 발생하였다. 유속이 더 증가하면 고체 수송관에서 고체의 하향흐름이 불안정해지고, 마침내 기체가 고체 수송관을 관통하여 대부분 흐르게 되어 상부 유동층은 유동화되지 않았으며, 하부 유동층의 고체가 모두 고체 수송관을 통하여 상부 유동층으로 비산되어 공정이 붕괴되었다. 공정이 붕괴되는 유속까지 유속을 단계적으로 증가시키면서 유동층의 흐름특성을 압력분포와 시각적 관찰로 측정하였다.

Fig. 4는 고체가 연속적으로 주입되는 조건에서 공정이 붕괴될 때까지 유속을 증가시키며(0.6~0.8 m/s) 측정된 하부 유동층과 상부 유동층의 압력분포의 경향을 나타낸다. x 축은 시간이며 y 축은 측정된 상대압력(gauge pressure)이다. 그림에는 상부 유동층이 하부 유동층으로 주입된 기체만으로 유동화되기 시작한 시점, 유동층이 붕괴된



(a)



(b)

Fig. 4. Pressure change in two beds with increasing gas velocity until collapse condition.

시점을 표기하였다. 붕괴된 시점의 하부 유동층에 주입된 기체속도(공급속도)를 붕괴속도(collapse velocity, u_c), 즉 고체 수송관의 운전이 가능한 최대기체유속으로 정의하였다.

기체의 유속을 변화시키는 과정에서 압력 요동이 생기고 안정화되기를 반복하였다. 하부 유동층과 상부 유동층의 압력은 유속이 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내며, 고체 수송관이 관통되는 시점에서 하부 유동층의 압력은 작아지게 되고, 상부 유동층의 분산판 압력은 일시적으로 커졌다가 작아지는 경향을 보였다. 이는 하부 유동층의 고체가 고체 수송관을 통해 상부 유동층으로 유입되고, 기체가 모두 고체 수송관을 관통하여 흐르고, 곧 이어서 상부 유동층의 유동화가 중단되기 때문이다.

Fig. 5는 Fig. 4의 조건에서 2단 연속 유동층을 연결하는 고체 수송관 상단과 하단의 실시간 압력과 그 차이의 경향을 나타낸다. 고체 수송관 상단의 압력은 상부 유동층 층 표면에 위치하기 때문에 프리보드 압력과 유사하다. 정상실험조건에서 유속이 증가하면 고체 수송관에서 압력강하는 점점 증가하는 경향을 볼 수 있었다. 이는 유속이 증가하면 하부 유동층 사이클론과, 상부 유동층 분산판의 압력강하가 증가하기 때문이다. 유속을 증가시킬 때마다 압력 요동이 발생하며 일정 시간이 지난 후 안정화되었다. 고체 수송관이 기체로 관통되면 압력강하는 순식간에 거의 영으로 감소되었다.

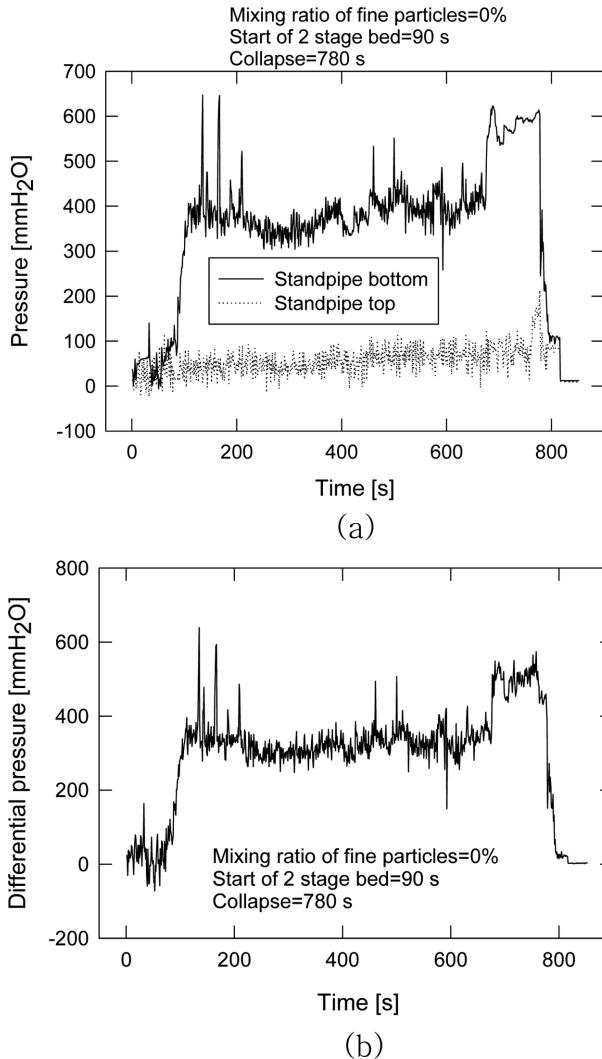


Fig. 5. Pressure change in standpipe with increasing gas velocity until collapse condition.

Fig. 6은 작은 입자의 혼합비와 유속에 따른 압력 분포이다. 그림에 표시된 1, 2, 3, 4는 하부 유동층의 높이에 따른 압력으로 각각 windbox, 분산판 상부, 고체 수송관 하단, 프리보드며, 5, 6, 7, 8은 상부 유동층의 높이에 따른 압력으로 각각 windbox, 분산판 상부, 고체 수송관 상단, 프리보드다. 높이는 하부 유동층 분산판을 기준(높이 영)으로 하여 나타내었다. 유속은 0.6 m/s부터 시작하여 고체 수송관이 붕괴되기 전까지 측정하였으며 측정된 마지막 유속이 붕괴 유속이다. 하부 유동층으로 기체가 주입되기 때문에 1~4 지점의 압력이 5~8의 압력보다 항상 높다. 각 유동층에서는 높이가 증가할수록 압력은 낮아진다. 이는 고체 체류량과 마찰에 의한 압력강하에 기인한다[1]. 기체의 유속이 붕괴속도로 접근할수록 고체 수송관 내의 기포크기가 증가하게 되고 슬러깅 현상도 나타났다. 작은 입자 혼합비의 변화에 따라서 압력분포의 경향은 유사하였으나, 붕괴속도가 변화하였다. 이는 다음의 Fig. 7에서 고찰하였다.

Fig. 7은 작은 입자 혼합비의 변화에 따라 측정된 붕괴속도를 나타낸다. 붕괴속도는 작은 입자 혼합비 0%에서 0.75 m/s로 시작하여 30%에서 1.2 m/s로 최대값을 보인 후 감소하여 100%에서 0.9 m/s의 값을 보였다. 이는 Table 2에서 보여준 입자의 정체층 공극률에 반비

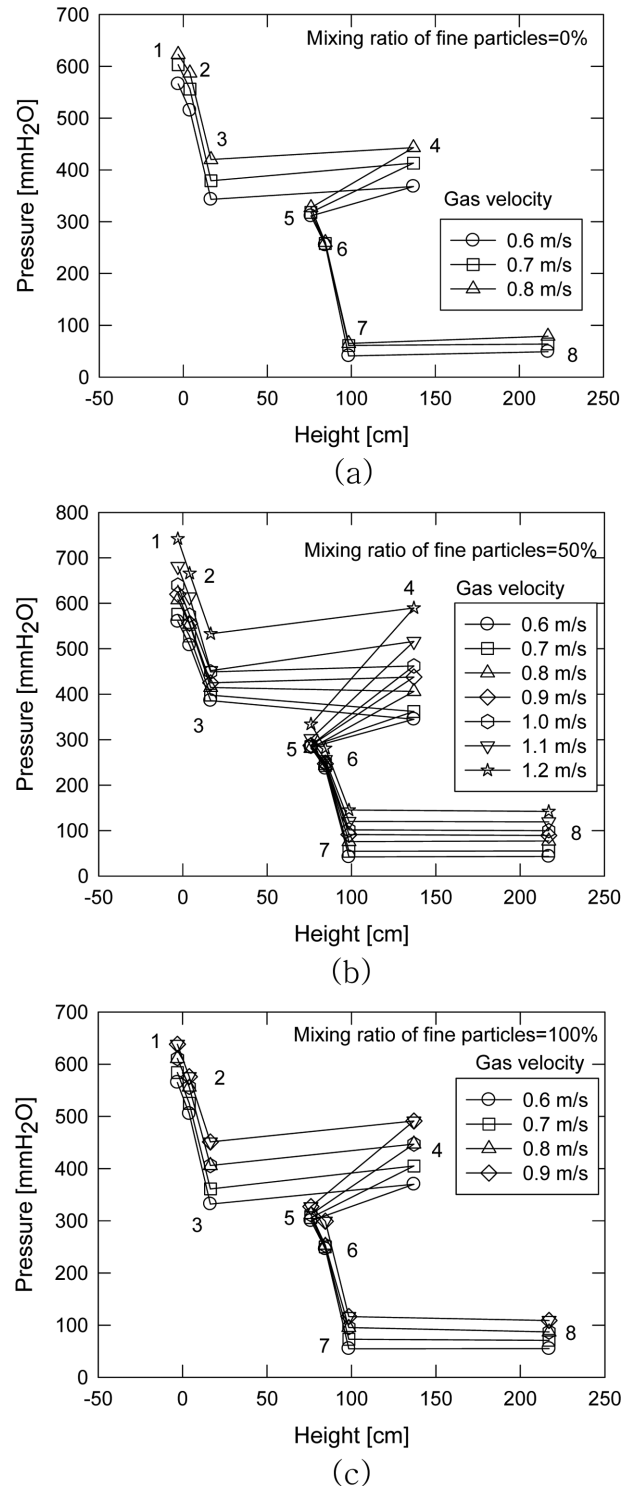


Fig. 6. Pressure profiles in two stage fluidized bed system with variations of mixing ratio of fine particles and gas velocity. Lower bed: 1. Windbox, 2. Distributor in bed, 3. Standpipe bottom, 4. Freeboard. Upperbed: 5. Windbox, 6. Distributor in bed, 7. Standpipe top, 8. Freeboard.

례하는 경향임을 알 수 있었다. 공극률은 혼합비 0%에서 0.454로 시작하여 30%에서 0.419로 최소값을 보인 후 증가하여 100%에서는 0.530의 값을 보였다. 한편 혼합비 0%와 100%에서 공극률의 비가 1:1.17인 반면에 붕괴속도의 비가 1:1.20인 점을 고려하면, 붕괴속도

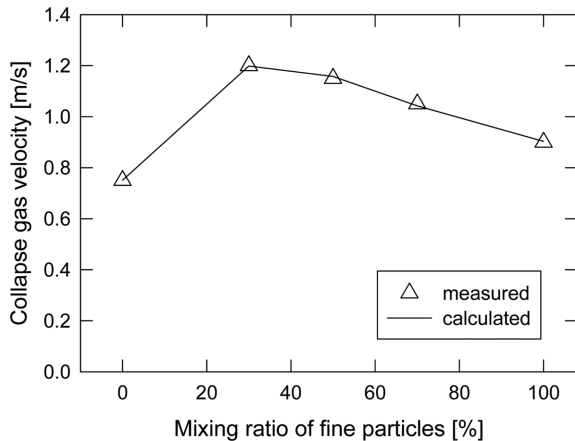


Fig. 7. Collapse velocity with variation of mixing ratio of fine particles.

가 공극률에만 의존하지 않는다는 것을 알 수 있었다. 만약 공극률에만 의존하여 반비례한다면 혼합비 100%에서 붕괴속도가 0%에서 보다 작아야 하지만 실제 측정값에서는 오히려 더 큰 값을 보였기 때문이다. Table 2에서 작은 입자 혼합비가 증가하면 입자들의 벌크밀도가 증가하였다. 이로부터 벌크밀도가 붕괴속도를 증가시키는 요인이 될 수 있는 것으로 판단되었다. 그러나 이의 규명을 위해서는 추가적인 연구가 더 필요한 것으로 사료되었다.

Knowlton[6]에 의하면 굵은 입자와 작은 입자를 혼합하여 사용하는 경우에는 굵은 입자만을 사용하는 경우보다 공극률이 감소하였고, 이로 인해 고체 층을 통과하는 기체와 고체 사이에 항력(drag force)이 증가하였다. 고체 층을 통과하는 기체와 고체 간의 항력의 증가는 압력강하의 증가를 유발한다. 본 공정의 경우 공극률이 감소하게 되면 고체 수송관을 통과하는 기체의 압력강하가 증가하게 되어 고체 수송관을 통과하는 기체의 양이 감소하고, 더 많은 기체가 하부 유동층의 사이클론을 통과하여 상부 유동층 분산판으로 주입되게 된다. 결과적으로 더 높은 하부 유동층의 기체속도에서 고체 수송관이 붕괴됨을 의미하였다.

Fig. 8은 각 작은 입자 혼합비에 따라 측정된 붕괴속도에서 하부 및 상부 유동층의 압력강하와 고체 수송관 상단과 하단 압력의 차이를 나타낸다. 작은 입자의 혼합비가 증가할수록 고체 수송관 압력강하는 증가하였다가 30%에서 최대값을 보인 후 감소하는 경향을 보였다. 이는 Fig. 7에서 설명한 것과 같이 정체층 공극률의 경향에 반비례하는 것이다. 하지만 혼합비 0%와 100%에서 정체층 공극률은 0.454에서 0.530로 증가되었지만 고체 수송관 압력강하의 비는 감소되지 않고 오히려 254 mmH₂O에서 335 mmH₂O로 증가되었다. 이는 공극률에 대한 반비례 경향과 반대되는 결과이었으며, 따라서 붕괴속도에서와 동일하게 고체수송관 압력강하도 정체층 공극률과 함께 벌크 밀도에도 영향을 받는 것으로 판단되었다.

하부 유동층의 압력강하의 경우 혼합비 70%에서 다소 큰 경향이 있지만 작은 입자 혼합비와 거의 무관하고, 붕괴속도와 유사성이 없는 것으로 판단하였다. 그러나 상부 유동층의 경우에는 혼합비가 증가함에 따라서 층 압력강하가 감소한 후 증가하였다. 이는 혼합비가 증가함에 따라서 고체 수송관의 압력강하에 영향을 받아 상부 유동층 분산판을 통하여 주입되는 기체의 유량이 증가하여 최대값을 보인 후 감소하게 되어, 상부 유동층의 기체속도가 커지면 넘쳐흐르는(overflow) 고체유량이 증가하게 되고, 따라서 상부 유동층의 층 압

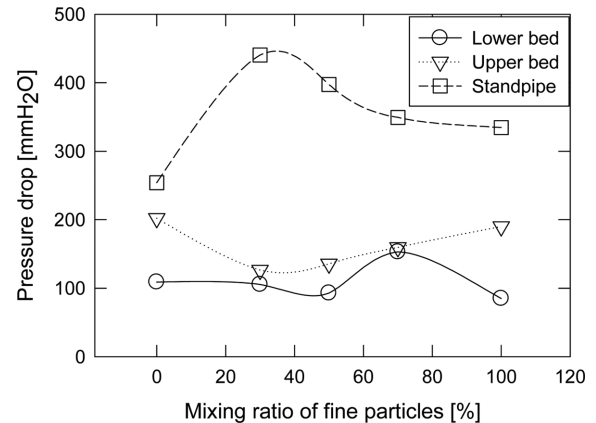


Fig. 8. Pressure drop in beds and standpipe at collapse condition with variation of mixing ratio of fine particles.

력강하(밀도)는 감소하게 되는 것으로[1] 설명될 수 있었다.

결과적으로 붕괴속도는 혼합입자의 정체층 공극률과 벌크밀도에 영향을 받는 것으로 사료되었으며, 이를 기반으로 다음과 같은 상관식을 도출하였다.

$$u_c = 2.14 \times 10^{-8} \rho_b^{2.16} / \epsilon^{1.64} \quad (5)$$

위 식에서 u_c 는 붕괴속도[m/s], ϵ 는 정체층 공극률[-], ρ_b 는 벌크밀도[kg/m³]이다. 회귀계수(r^2)는 0.999 이었다. 상관식의 사용 범위는 본 연구에서 사용한 입자의 정체층 공극률과 벌크밀도로 각각 0.419~0.530, 1690~2070 kg/m³이었다. Fig. 7에서 계산된 값과 실험값을 비교하였으며, 실험식과 측정값은 잘 일치하였다.

4. 결 론

고체가 상부 유동층에 연속적으로 공급되고, 유동화된 고체가 넘쳐서 기계적 혹은 비기계적 밸브가 없는 고체 수송관을 통과하여 하부 유동층 층 내로 주입되고, 유동화되어 넘쳐서 유출되며, 기체는 하부 유동층 분산판으로 주입되고, 1) 고체 수송관을 통과하거나 혹은 2) 하부 유동층 사이클론, 상부 유동층 분산판과 층을 통과하여 상부 유동층 층 표면에 이르는 2단 연속 유동층의 흐름특성을 고찰하였다. 공급되는 입자 중 밀도가 크고 입도가 작은 입자의 혼합비를 변수로 고려하였으며, 아래와 같은 결론을 얻었다.

고체 수송관의 고체흐름이 붕괴되는 조건의 하부 유동층 유동화속도를 붕괴속도로 정의하였다. 본 고체 수송관의 운전이 가능한 최대기체유속으로 붕괴속도가 사용될 수 있었다. 붕괴속도는 작은 입자 혼합비가 증가함에 따라 증가하여, 30%에서 가장 큰 값을 나타낸 후, 감소하였다. 붕괴속도의 경향은 고체 수송관 상단과 하단 사이의 압력강하 경향과 유사하였다. 고체 수송관의 압력차 경향은 혼합 고체의 정체층 공극률과 벌크밀도에 영향을 받았다. 붕괴속도는 벌크밀도와 정체층 공극률의 함수로 나타내졌으며, 벌크밀도가 증가하면 증가하고, 정체층 공극률이 증가하면 감소하였다.

감 사

이 논문은 2012학년도 건국대학교의 연구년교원 지원에 의하여 연구되었습니다.

Nomenclatures

m_{bed}	: mass of solids static bed [kg]
m_s	: solids mass of m_{bed} [kg]
r	: regression coefficient [–]
u_c	: collapse velocity of standpipe, superficial gas velocity of lower fluidized bed at collapse condition [m/s]
V_{air}	: volume of air in solids static bed [m ³]
V_{bed}	: volume of static solids bed [m ³]
V_s	: volume of static solids bed [m ³]

Greek

ε	: static solids bed voidage [–]
ρ_b	: bulk density of solids [kg/m ³]
ρ_s	: apparent density of solids [kg/m ³]

Subscript

c	: coarse particles [–]
f	: fine particles [–]

References

1. Kunii, D. and Levenspiel, O., *Fluidization Engineering*, 2nd ed., Butterworth-Heinemann, Boston, USA (1991).
2. Yi, C.-K., Jo, S.-H. and Seo, Y., “The Effect of Voidage on the CO₂ Sorption Capacity of K-based Sorbent in a Dual Circulating Fluidized Bed Process,” *J. Chem. Eng. Japan*, **41**(7), 691-694(2008).
3. Choi, J.-H., Youn, P. S., Kim, K.-C., Yi, C.-K., Jo, S.-H., Ryu, H.-J. and Park, Y.-C., “A Model on a Bubbling Fluidized Bed Process for CO₂ Capture from Flue Gas,” *Korean Chem. Eng. Res.(HWAHAK KONGHAK)*, **50**(3), 516-521(2012).
4. Brahimi, D., Choi, J.-H., Youn, P. S., Jeon, Y. W., Kim, S. D. and Ryu, H.-J., “Simulation on Operating Conditions of Chemical Looping Combustion of Methane in a Continuous Bubbling Fluidized-Bed Process,” *Energy Fuels*, **26**(2), 1441-1448(2012).
5. Choi, J.-H., Youn, P. S., Brahimi, D., Jeon, Y. W., Kim, S. D. and Ryu, H.-J., “A Model on Chemical Looping Combustion of Methane in a Bubbling Fluidized Bed,” *Korean J. Chem. Eng.*, **29**(6), 737-742(2012).
6. Knowlton, T. M., Grace, J. R., Avidan, A. A. and Knowlton, T. M. (Ed.), *Circulating Fluidized Beds*, Blackie Academic and Professional, Chapter 7, 214-260(1997).
7. Campbell, D. L., Martine, H. Z. and Tyson, C. W., “Method of Contacting Solids and Gases,” U.S. Patent No. 2,451,803(1948).
8. Bachovchin, D. M., Mulik, P. R., Newby, R. A. and Keairns D. L., “Pulsed Transport of Bulk Solids between Adjacent Fluidized Beds,” *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **20**(1), 19-26(1981).
9. Zenz, F. A., “Maintaining Dense-Phase Standpipe Downflow,” *Powder Technol.*, **47**(2), 105-113(1986).
10. O'Dea, D. P., Rudolph, V. and Chong, Y. O., “Gas-Solids Flow through the Bottom Restriction of an Inclined Standpipe,” *Powder Technol.*, **62**(3), 291-297(1990).
11. Takeshita, T., Atumi, K. and Uchida, S., “Effect of Aeration Rate on Flow Rate of Granular Materials from a Hopper Attaching a Standpipe,” *Powder Technol.*, **71**(1), 65-69(1992).
12. Jing, S., Hu, Q., Wang, J. and Jin, Y., “Experimental Study on the Hung-up Regime of a Hopper-Standpipe System for a Geldart-D Powder,” *Chem. Eng. Process.: Process Intensification*, **42**(5), 337-350(2003).
13. Geldart, D., “Types of Gas Fluidization,” *Powder Technol.*, **7**(5), 285-292(1973).