

고체 수송관이 있는 2 단 기포 유동층에서 붕괴 속도에 대한 하단 층 높이의 영향

무하마드 샤자드 쿠람 · 최정후*[†]

Department of Chemical Engineering, COMSATS Institute of Information Technology

Defence Road, Lahore 54000, Pakistan

*건국대학교 화학공학과

05029 서울시 광진구 능동로 120

(2018년 8월 21일 접수, 2018년 9월 20일 수정본 접수, 2018년 9월 27일 채택)

Effect of Lower Bed Height on Collapse Velocity in the Two-Stage Bubbling Fluidized-Bed with a Standpipe for Solid Transport

Muhammad Shahzad Khurram and Jeong-Hoo Choi*[†]

Department of Chemical Engineering, COMSATS Institute of Information Technology, Defence Road, Lahore 54000, Pakistan

*Department of Chemical Engineering, Konkuk University, 120, Neungdong-ro, Gwangjin-gu, Seoul, 05029, Korea

(Received 21 August 2018; Received in revised form 20 September 2018; accepted 27 September 2018)

요 약

고체 수송관(standpipe, 내경 0.025 m)으로 연결된 2 단 기포 유동층(내경 0.1 m, 높이 1.2 m)에서 붕괴 속도에 대한 하단 층 높이의 영향을 조사하였다. 기체로는 공기를 사용하였고, 고체로는 입도가 큰 입자(<1000 μm , 겉보기 밀도 3625 kg/m^3)와 입도가 작은 입자(<147 μm , 겉보기 밀도 4079 kg/m^3)를 혼합한 입자를 사용하였다. 작은 입자의 혼합비, 하단 유동층의 층 높이, 상단 유동층 분산관을 실험 변수로 고려하였다. 붕괴 속도는 하단 유동층의 정체 층 높이가 증가할수록 증가하였다. 그러나 작은 입도의 혼합비가 증가하면 이 효과가 감소하였다. 이 효과는 층 높이 증가에 따른 고체 수송관 압력 강하의 증가 때문이 아니라, 수송관 출구를 막는 농후상 굵은 입자 층 높이의 증가 때문으로 보였다. 상단 유동층 분산관 압력 강하의 증가는 붕괴 속도를 조금 감소시켰다. 붕괴 속도를 예측하는 개선된 상관식을 제안하였다.

Abstract – The effect of lower bed height on the collapse velocity was investigated for a two-stage bubbling fluidized-bed (0.1 m in diameter, 1.2 m high) connected with a standpipe (0.025 m in diameter) for solid transport. Air was used as fluidizing gas and mixture of coarse (<1000 μm in diameter and 3625 kg/m^3 in apparent density) and fine (<147 μm in diameter and 4079 kg/m^3 in apparent density) particles as solid particles. Mixing ratio of fine particles, height of the lower bed and the distributor of the upper bed were considered as experimental variables. The collapse velocity increased with static height of the lower bed. However, the effect decreased as the mixing ratio of fine particles increased. The effect seemed to be attributed to the increase in height of the dense layer of coarse particles that prevented the gas from flowing into the standpipe, not in pressure drop for the standpipe, as the bed height increased. The collapse velocity decreased a little as the pressure drop of the distributor of the upper bed increased. An improved correlation was proposed for predicting the collapse velocity.

Key words: Collapse Velocity, Bed Height, Standpipe, Multistage Fluidized Bed, Bubbling Fluidized Bed

1. 서 론

석탄 가스화 혹은 석회석 소성과 같이 반응 속도가 느리고, 반응이 진행되면서 고체 입자의 크기가 감소하는 경우에 다단의 기포

유동층 반응기 공정이 사용될 수 있다[1,2]. 고체는 상단 반응기에 주입되고, overflow로 배출되어 고체 수송관(standpipe)을 통하여 하단 반응기의 바닥으로 주입되며, overflow로 배출된다. 기체는 먼저 하단 반응기를 유동화 하고, 다음으로 상단 반응기를 유동화 한 후 배출된다. 기체의 압력은 하단 반응기에서 상단 반응기로 상승하면서 감소된다. 이 흐름 구조에서 상당량의 하단 반응기 내 기체가 유동층을 통과하지 않고, 고체 수송관을 관통하여 상단 반응기의 프리보드(freeboard)로 우회(bypass)하기 시작하면, 우회하는 기체의 유량이 계속 증가되어 결국 두 반응기에서 유동층의 상실과

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: choijhoo@konkuk.ac.kr

*이 논문은 충남대학교 강용 교수님의 정년을 기념하여 투고되었습니다.

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.

장조(drain hopper)로 구성되었다.

두 유동층은 높이가 다르게 설치 되었으며, 높이에 따라 하단 유동층(FB1)과 상단 유동층(FB2)으로 구분되었다. 각 유동층에서 비산된 고체는 사이클론에서 포집된 후 다시 유동층으로 주입되었다. 고체는 spring feeder를 사용하여 상단 유동층 분산판으로부터 높이 0.2 m 층 내로 주입되었다(유량 0.0125 kg/s). 두 유동층을 연결하는 고체 수송관은 상단 유동층 분산판 위 0.25 m 지점과 하단 유동층 분산판 위 0.15 m 지점을 연결하였으며, 내경이 0.025 m이고, 수평면과 이루는 각은 60°이었다. 하단 유동층의 고체 배출구는 분산판 위 0.25 m에 설치하였으며, 배출된 고체는 게이트 밸브(gate valve)를 거쳐서 중력에 의하여 저장조에 주입되었다.

압축기에서 공급되는 유동화 기체 공기는 압력 조절기, 수분 제거 필터, 유량계를 통해 유동층과 사이클론 하부 loopseal 및 dipleg로 주입되었다. 정상 조건에서 유동화 기체는 하단 유동층으로 주입되어 분산판을 통과하여 하단 유동층을 유동화하고 프리보드를 통과하여 사이클론으로 주입되었다. 사이클론을 통과한 기체는 상단 유동층으로 주입되어 분산판을 통과하여 상단 유동층을 유동화한 후 사이클론과 여과포를 거쳐서 배출되었다. 일부 하단 유동층 기체가 고체 수송관을 통하여 상단 유동층 프리보드로 우회되었다. 만약 이 우회되는 기체 유량이 커지면 고체 수송관은 기체로 관통되었고, 대부분의 하단 유동층 고체가 상부로 이송되었으며, 유동층 공정이 마비되었다. 이 조건에서 하단 유동층의 유동화 속도를 붕괴 속도로 간주하였다[2]. 유동층의 분산판으로는 다공판(orifice diameter: 2.4 mm, number of orifice: 85)을 사용하였다. 상단 유동층으로 주입된 고체는 넘쳐서 고체 수송관을 통해 하단 유동층으로 주입되었으며 다시 넘쳐서 유출고체 저장조로 배출되었다. 하단 유동층 고체 출구에서 게이트 밸브로 유량을 조절하여 하단 유동층의 층 높이를 일정하게 유지하였다.

압력 변환기를 이용하여 8 곳에서 압력을 측정하였으며, data logger로 수집되고, personal computer (PC)로 전송되어 저장되었다. 압력이 측정된 곳을 높이로 나타내면, 하단 유동층 분산판 높이를 기준으로 하여 -0.03 m (하단 유동층 windbox), 0.04 m (하단 유동층 분산판 상부), 0.165 m (고체 수송관 출구), 1.37 m (하단 유동층 프리보드 기체 출구), 0.76 m (상단 유동층 windbox), 0.845 m (상단 유동층 분산판 상부), 0.985 m (고체 수송관 입구), 2.17 m (상단 유동층 프리보드 기체 출구)이었다.

고체로는 Youn과 Choi [2]의 연구와 유사하게 입도 분포가 다른 두 종류의 입자를 혼합하여서 사용하였다(Table 1, Fig. 2). Youn과 Choi [2]가 사용한 고체의 특성은 Table 2에 나타내었다. 실제 공정의 혼합 입도를 모사하였다. 큰 입자는 입도범위 0~1000 μm, 겉보기 밀도(apparent density) 3625 kg/m³, 벌크 밀도(bulk density) 1688 kg/m³, 비표면 평균입경 19.1 μm, Geldart 분류 A/C의 경계[6], 최소 유동화 속도 0.025 m/s (Fig. 3)인 입자이었다. 작은 입자는 입도범위 0~147 μm, 겉보기 밀도 4079 kg/m³, 벌크 밀도 2313 kg/m³, 비표면 평균입경 8.1 μm, Geldart 분류 C인 입자이었다. 작은 입자의 질량

Table 1. Properties of particles

Items	Coarse particles	Fine particles
Size range (μm)	0~1000	0~147
Specific surface mean diameter (μm)	19.1	8.1
Apparent density (kg/m ³)	3625	4079
Geldart's classification [6]	A/C boundary	C

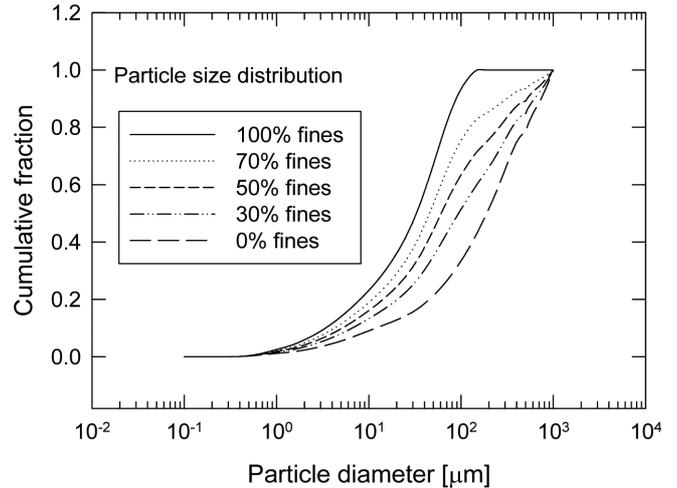


Fig. 2. Size distribution of feed particles.

Table 2. Properties of particles used in the study of Youn and Choi [2]

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
Geldart's classification [6]	C	C

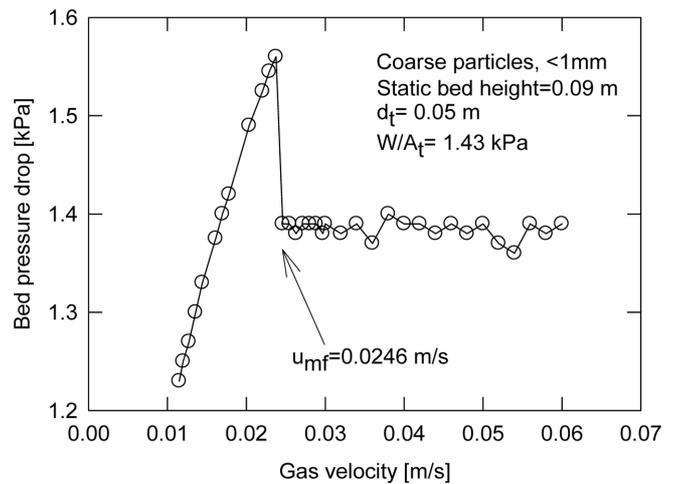


Fig. 3. Minimum fluidizing velocity of coarse particles.

백분율을 0, 30, 50, 70, 100으로 하는 작은 입자 혼합비(mixing ratio of fine particles)를 실험변수로 고려하였다. Table 2는 작은 입자의 혼합비를 증가시키며 측정된 입자들의 비표면 평균입경 (Eq. (1))[1], 벌크밀도, 정체층 공극률을 나타낸다. Youn과 Choi [2]가 사용한 고체의 특성은 Table 4에 나타내었다.

$$d_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^{i=N} \frac{x_i}{d_{p,i}}} \quad (1)$$

겉보기 밀도, 벌크 밀도, 정체층 공극률은 Youn과 Choi [2]와 동일한 방법으로 측정되었다[7]. 겉보기 밀도는 비중병(pycnometer)과 물을 사용하여 측정하였다. 벌크 밀도(ρ_{sb})는 1 liter 눈금이 있는

메스실린더에 고체를 채우고 고체층의 질량(m_{bed})을 부피(V_{bed})로 나누어 결정하였다.

$$\rho_{sb} = \frac{m_{bed}}{V_{bed}} \quad (2)$$

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

$$m_{bed} = m_{s,c} + m_{s,f} \quad (3)$$

고체층의 부피(V_{bed})는 입자의 겉보기 부피(V_s)와 입자 사이의 공극의 부피(V_{air})이다. 입자의 부피(V_s)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 부피(V_s)를 빼면 공극의 부피(V_{air})가 된다.

$$V_{air} = V_{bed} - V_s = V_{bed} - (V_{s,c} + V_{s,f}) = V_{bed} - \left(\frac{m_{s,c}}{\rho_{s,c}} + \frac{m_{s,f}}{\rho_{s,f}} \right) \quad (4)$$

공극률(ϵ_m)은 다음 식과 같이 고체층의 부피 중 공극이 차지하는 부피분율로 계산하였다.

$$\epsilon_m = \frac{V_{air}}{V_{bed}} \quad (5)$$

유동층 공정의 시동(startup)은 Youn과 Choi [2]가 개발한 방법을 따랐다. 기체 유속을 두 유동층이 정상적으로 유지되는 최대(붕괴) 유속까지 점차적으로 증가시키며, 붕괴 유속과 공정의 압력분포를 측정하였다. 기체 유속은 하단 유동층에서 공탑 속도로 정의되었다.

실험변수로는 작은 입자의 혼합비, 하단 유동층의 층 높이, 상단 유동층 분산판(1) orifice diameter: 2.4 mm, number of orifice: 85, opening fraction: 0.049; (2) orifice diameter: 2.2 mm, number of orifice: 74, opening fraction: 0.0358)을 고려하였다. 분산판(2)는 단순히 주 기체 흐름인 유동화 기체 흐름의 압력 강하를 증가시키기 위하여 일부 실험에서 상단 유동층에만 사용되었고, 이외의 실험에서는 상하단 유동층 모두 분산판(1)을 사용하였다. 하단 유동층의 층 높이 변화는 하단 유동층의 유동화 특성과 주 기체 흐름의 압력 강하를 동시에 변화시키기 위하여 사용되었다.

3. 결과 및 고찰

Fig. 4는 작은 입자 혼합비에 따른 입자의 벌크 밀도(bulk density)와 정체 층 공극률의 변화를 나타낸다(Table 3과 Table 4 동시 참조). 작은 입자 혼합비가 증가함에 따라 벌크 밀도는 증가하였다. 이는 Youn과 Choi[2]의 연구에서 사용된 입자의 경향과 유사하며, 작은 입자의 밀도가 더 크기 때문으로 판단되었다. 작은 입자 혼합비가 증가함에 따라 공극률은 감소하여 혼합비 70%에서 최소값을 보인 후 다소 증가하였다. 이는 약 30%에서 최소값을 보였던 Youn과 Choi [2]의 조건과 차이가 있었지만 유사한 경향이었다. 이는 작은 입자 혼합비가 작은 경우에는 작은 입자들이 큰 입자 사이에 놓이면서 공극률이 감소하지만, 작은 입자 혼합비가 커지면, 큰 입자의 영향이 작아져서 본래 작은 입자의 공극률과 유사하게 되는 것으로 판단되었다.

Fig. 5는 유속에 따른 유동층 공정의 압력 분포를 나타낸다. 압력은

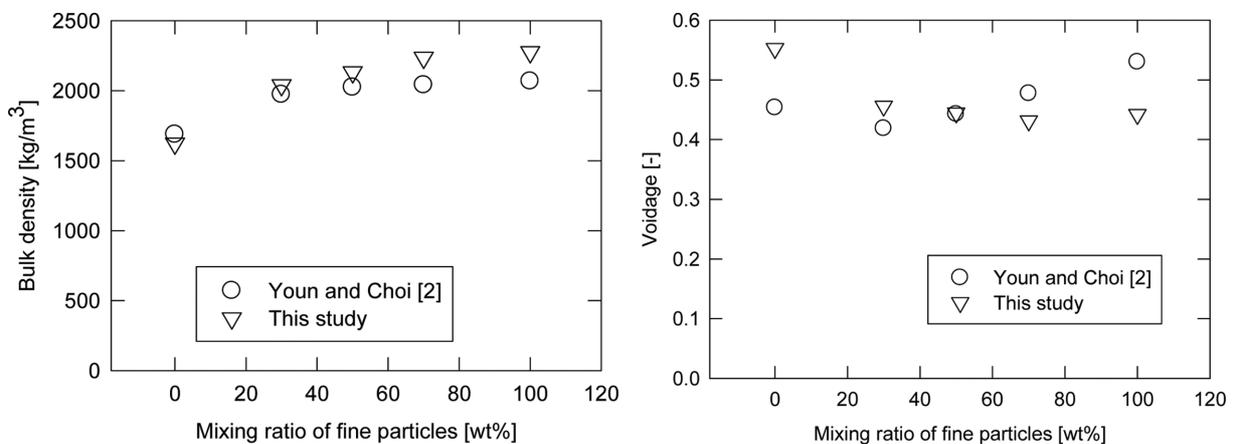


Fig. 4. Density and voidage of bulk solids.

Table 3. Properties of particle mixture

Mixing ratio of fine particles (%)	0	30	50	70	100
Specific surface mean diameter (μm)	19.1	13.6	11.4	9.78	8.09
Bulk density (kg/m^3)	1623	2040	2132	2236	2276
Voidage of static bed (-)	0.552	0.456	0.445	0.431	0.442

Table 4. Properties of particle mixture used in the study of Youn and Choi [2]

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

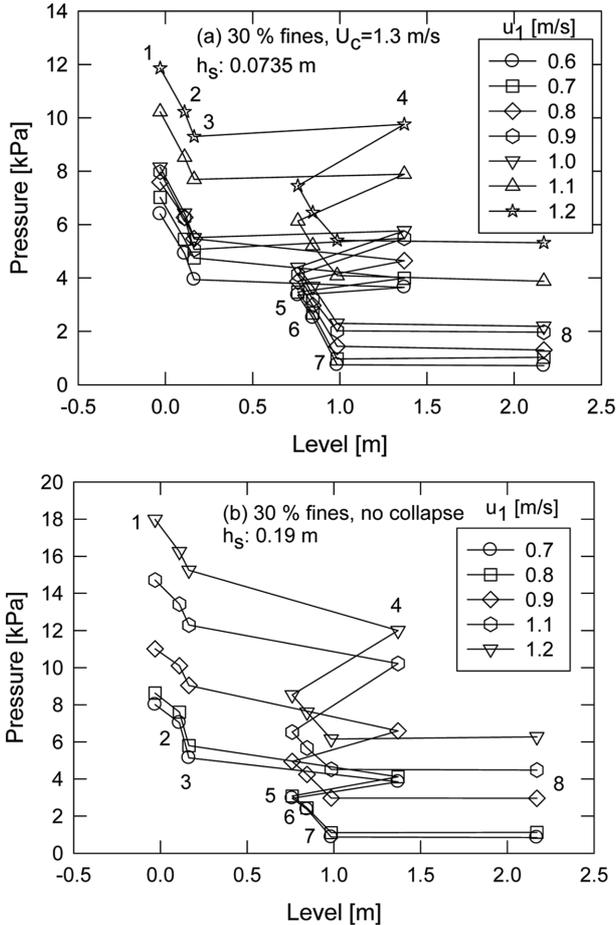


Fig. 5. Pressure distribution of the fluidized-bed process (30% fines). FB1: 1. Windbox, 2. Distributor in bed, 3. Standpipe bottom, 4. Freeboard. FB2: 5. Windbox, 6. Distributor in bed, 7. Standpipe top, 8. Freeboard.

계기(gauge) 압력이다. 정상적인 유동층 조건에서 유속을 증가시키며 고체 수송관이 기체에 의해서 관통되어 빈 상태가 되고, 대부분의 기체가 고체 수송관으로 우회하여서, 두 유동층이 상실되기 이전에 측정된 분포이다. 하단 유동층이 상단 유동층보다 항상 높은 압력으로 운전되었으며, 각 유동층에서 측정 높이가 증가할수록 압력은 감소하였다[2]. 하단 유동층의 층 높이를 증가시키면, 공정의 총괄 압력 강하가 증가하기 때문에 하단 유동층에 유입되는 기체의 압력은 증가하였다. 상단 유동층 분산판을 교체하여 압력 강하를 증가시키는 경우에도 동일한 경향을 나타내었다. 수송관 내 고체 층의 압력 강하는 하단 유동층의 고체 수송관 출구 → 사이클론 → 상단 유동층 분산판 → 상단 유동층의 고체 수송관 입구로 흐르는 기체의 압력 강하와 같다. 이 기체 흐름의 압력 강하가 증가하면, 수송관 내 고체 층의 길이도 증가하였으며, 이는 Won 등[5]의 기포 유동층에서 고체 주입구 고체 층의 높이가 유동층의 압력 강하에 비례하여 증가하는 것과 유사하였다. 한편, 수송관이 고체로 완전히 채워지기 까지 붕괴 유속이 나타나지 않는 경우도 있었다(Fig. 5(b)).

Fig. 6은 Youn과 Choi [2]와 동일한 유동층 조건에서(하단 유동층의 고체 출구에서 밸브를 사용하여 고체 배출을 조절하지 않고, 단순히 overflow에 의한 고체 배출을 유지하며) 작은 입자 혼합비에 따라서 측정된 붕괴 유속을 나타낸다. 그들의 결과와 유사하게

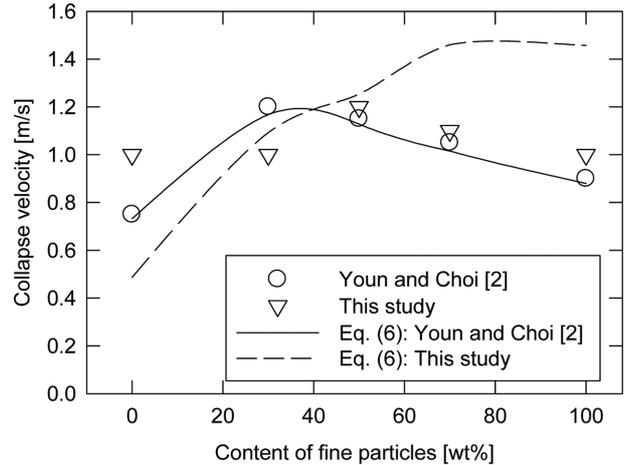


Fig. 6. Collapse velocity with variation in mixing ratio of fine particles.

붕괴 유속은 작은 입자 혼합비가 증가함에 따라서 증가하여 50%에서 최대값을 보인 후 감소하였다. 한편, 그들의 결과에서 붕괴 속도는 벌크 밀도와 정체 층 공극률의 함수로 나타내졌으며(Eq. (6)), 벌크 밀도가 증가하면 증가하고, 정체 층 공극률이 증가하면 감소하였다.

$$U_c = 2.14 \times 10^{-8} \rho_{sb}^{2.16} / \epsilon_m^{1.64} \quad (6)$$

그림에서 나타내는 것과 같이 위 Eq. (6)에 의해서 계산된 붕괴 속도는, 작은 입자 혼합비 30%와 50%를 제외하고, 측정된 값과 큰 차이를 나타내었다. 이는 Eq. (6)이 붕괴 구조에 대한 이해가 부족한 가운데 얻어진 단순한 경험식이기 때문으로 판단되었다. 한편, Fig. 4와 본 연구에서 측정된 붕괴 속도의 경향을 고려할 때, 작은 입자 혼합비 50%이하의 경우에는 공극률의 영향이, 50%이상의 경우에는 벌크 밀도의 영향이 중요한 것으로 보였다. 공극률이 감소하면 고체 수송관을 통과하는 기체의 압력강하가 증가하여 통과하는 기체의 유량이 감소하고[3,5], 더 많은 기체가 하단 유동층의 사이클론을 통과하여 상단 유동층 분산판으로 흐르게 되어 붕괴 속도가 증가한 것으로 해석될 수 있었다. 한편, 하단 유동층의 유동화 기체 중 일정 분율의 기체가 고체 수송관으로 흐른다고 가정할 때, 입자 밀도가 증가하면 입자의 종말 속도[1]가 증가하며, 수송관이 관통되는 조건에서 고체가 경사진 수송관을 따라 상 방향으로 수송되는데 필요한 기체 유량이 증가하기 때문에 붕괴 속도가 더 증가하는 것으로 판단되었다.

Fig. 6과 Youn과 Choi [2]의 결과의 해석에서는 붕괴 속도의 증가가 막연히 고체 수송관의 압력 강하의 증가로 수송관을 흐르는 기체의 유량이 작아지기 때문으로 고찰하였으나, 이는 실험 결과로 아직 확인되지 않았다. 그러므로, 본 연구에서는 수송관의 압력 강하를 증가시키는 방법으로 하부 유동층의 층 높이를 증가시키는 것과 상단 유동층의 분산판의 사양을 변화시켜서 압력 강하를 증가시키는 것을 고려하였다. Fig. 7은 작은 입자 혼합비, 하단 유동층의 층 높이, 상단 유동층의 분산판을 변화시키며 측정된 붕괴 속도를 나타낸다. 유동화 층 높이는 정체 층 높이로 나타내었다. 정체 층 높이는 유동층의 압력 강하를 벌크 밀도(Fig. 4)로 나누어 결정하였다.

$$h_s = (\Delta P_{FB1}) / \rho_{sb} \quad (7)$$

대체로 하단 유동층의 정체 층 높이가 증가하면 붕괴 유속은 증가

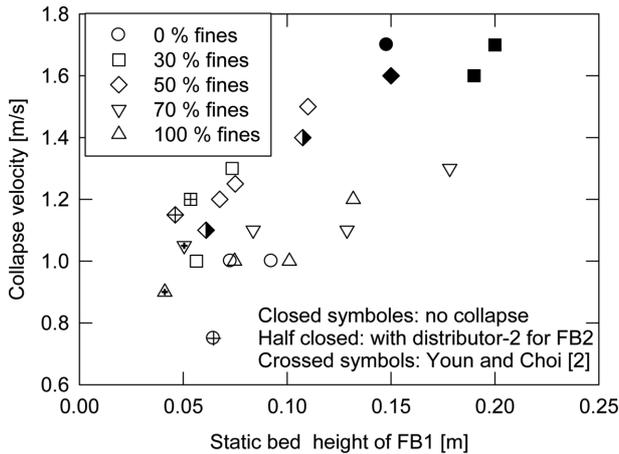


Fig. 7. Collapse velocity with variation in mixing ratio of fine particles and static bed height of FB1.

하였다. 수송관 내 고체 흐름이 유지될 수 있는 유속 범위가 더 넓어짐을 의미하였다. 작은 입자 혼합비 0~50% 조건에서 정체 층 높이가 크면, 붕괴 현상이 나타나지 않으며, 수송관이 고체로 완전히 채워지고, 상단 유동층의 층 높이가 증가하는 현상이 나타났다. 이는 고체 수송관의 압력 강하(즉, 하단 유동층 고체 수송관 출구 → 사이클론 → 상단 유동층 분산판 → 상단 유동층 고체 수송관 입구로 흐르는 기체의 압력 강하)가 수송관 내 고체 층 높이의 증가로 감당할 수 있는 압력 강하보다 커졌음을 의미하였다. 이는 또 본 장치 조건에서 붕괴 속도를 관찰할 수 없음을 의미하였다. 한편 작은 입자 혼합비 70%와 100%의 경우에는 붕괴 유속이 작고, 정체 층 높이의 증가에 따른 붕괴 유속의 증가율이 완만해졌다. 작은 입자 혼합비가 증가하면, 하단 유동층의 정체 층 높이가 증가로 인한 붕괴 유속의 증가 효과가 감소되었다.

상단 유동층의 분산판으로 압력 강하가 더 큰 분산판(2)를 사용하여 고체 수송관의 압력 강하를 증가시킨 경우에는 하단 유동층의 정체 층 높이가 다소 감소함과 동시에 붕괴 속도도 다소 감소하였다. Won 등[5]에 의하면, 고체 수송관의 압력 강하가 증가하면, 수송관으로 흐르는 기체 유량이 감소하고, 유동층으로 흐르는 기체 유량이 증가하였다. 또 유동층의 유속이 증가하면, 층의 압력 강하(즉 정체 층 높이)가 감소하였다. 본 결과 중 하단 유동층의 정체 층 높이가 감소는 동일하게 설명될 수 있었다. 그러나, 고체 수송관 압력 강하를 증가시켜서 붕괴 속도를 증가시키는 효과가 있어서, 본 결과는 하단 유동층의 층 높이를 높이는 방법으로 얻어지는 효과와 상반되었다.

결과적으로 하단 유동층의 층 높이를 높여 붕괴 속도를 증가시켰던 효과는, 고체 수송관 압력 강하의 증가로 인하여 발생하는 것이 아닌 것으로 추측되었다. 하부 유동층의 고체 층이 수송관 하부를 막아서 기체에 의해서 관통되는 것을 방지해주는 효과로 인하여 붕괴 속도가 증가하였던 것으로 판단되었다. 상부 유동층 분산판 압력 강하의 증가는 하부 유동층의 층 높이와 거의 무관하였기 때문에 영향이 없었던 것으로 해석될 수 있었다. Won 등[5]에 의하면, 층의 압력 강하는 유동화 속도가 증가하면 감소하고, 고체 유량이 증가하면 증가하였다. 층의 압력 강하는 대부분 조밀상 고체 층의 높이를 의미하였다. 고체 층의 높이는 기포의 고체 수송 능력(수송하는 고체 유량과 높이)에 따라서 결정된다. 본 연구와 같이 수송되어야

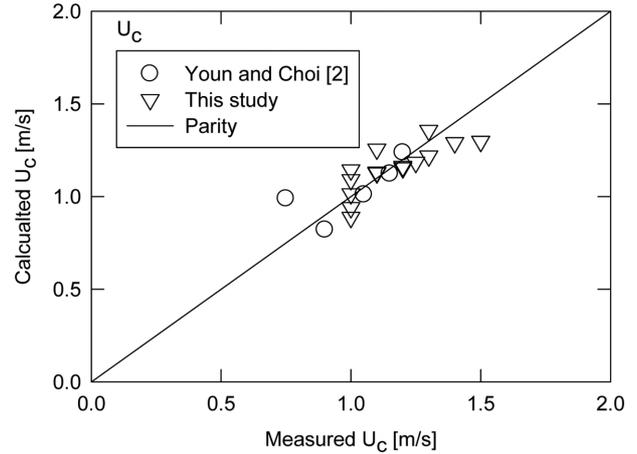


Fig. 8. Comparison in collapse velocity between measured and calculated.

하는 고체 유량이 일정할 때, 유속 혹은 유동화 수(u_1/u_{mf})가 증가하면, 기포가 수송하는 높이가 증가되어 하단 유동층의 고체 층의 높이가 감소된다. 이로 인하여 고체 수송관 출구가 조밀상 고체 층으로 충분히 차단되지 못하면, 기체에 의한 관통이 시작된다. 작은 입자 혼합비가 증가하면, 이 현상이 가속되며, 이는 본 결과에서 작은 입자 혼합비가 증가한 경우에 하단 유동층의 정체 층 높이가 증가로 인한 붕괴 유속의 증가 효과가 감소되는 것과 일치하였다. 한편, 본 연구에서는 고체 유량을 일정하게 유지하였기 때문에 이 현상은 고체 유량의 영향을 통하여 더 확인되어야 할 것으로 사료되었다.

실험 결과를 기반으로 붕괴 속도(U_c)에 관한 다음의 상관식을 얻었다($r^2=0.643$).

$$U_c = 0.501d_p^{0.460}\rho_{sb}^{-0.702}\varepsilon_m^{-1.87}h_s^{0.239} \quad (8)$$

U_c 는 붕괴 속도[m/s], d_p 는 주입되는 입자의 비표면 평균 입경[m], ρ_{sb} 는 고체의 벌크 밀도[kg/m³], ε_m 는 정체 상태에 있는 벌크 고체의 공극률[-], h_s 는 하단 유동층의 정체 층 높이[m]이다. 본 상관식의 적용 범위는 다음과 같다. $7.47 \times 10^{-6} < d_p [m] < 1.91 \times 10^{-5}$, $1623 < \rho_{sb} [kg/m^3] < 2276$, $0.399 < \varepsilon_m [-] < 0.53$, $0.041 < h_s [m] < 0.178$. 본 상관식은 측정값과 비교적 좋은 일치를 보였다(Fig. 8). 그러나 붕괴 과정에 관한 이해가 아직도 부분적이기 때문에 상관식의 적용 범위가 본 실험 조건과 유사한 유동화 조건으로 한정되었다. 상관식의 개선을 위해서 두 유동층의 붕괴 원인에 대한 실험적인 규명과 이에 부합하는 상관식의 개발이 더 필요하였다. 이를 바탕으로 붕괴 속도를 더 높이는 방법을 도출할 수 있을 것으로 사료되었다.

4. 결 론

고체 수송관으로 연결된 2 단 기포 유동층에서 작은 입자 혼합비, 하단 유동층 정체층 높이, 상단 유동층의 분산판에 따른 붕괴 속도를 조사하였으며, 아래와 같은 결론을 얻었다.

붕괴 속도는 하단 유동층의 정체 층 높이가 증가할수록 증가하였다. 그러나 작은 입자 혼합비가 증가되면 이 효과가 감소되었다. 하단 유동층의 층 높이를 높여 붕괴 속도를 증가시키는 효과는, 층 높이 증가에 의한 고체 수송관 압력 강하의 증가 때문이 아니라, 수송

관 출구를 막아주는 농후상 굵은 입자 층 높이의 증가 때문으로 보였다. 작은 입자 혼합비가 증가되면 overflow 고체 배출구 높이를 더 높이는 것이 유동층의 붕괴를 막는데 유리하였다. 상단 유동층 분산판 압력 강하의 증가는 붕괴 속도를 조금 감소시켰다. 붕괴 속도를 예측하는 개선된 상관식을 제안하였다.

Nomenclatures

A_t	: column area [m ²]
d_p	: specific surface mean diameter [m]
$d_{p,i}$: average particle diameter for sizecut i [m]
d_t	: column diameter [m]
g	: gravitational acceleration, 9.8 [m/s ²]
h_s	: static bed height of FB1 [m]
i	: size cut number [-]
m_{bed}	: mass of solids static bed [kg]
m_s	: solids mass of m_{bed} [kg]
N	: number of size cut [-]
Δp_{FB1}	: pressure drop of the lower fluidized-bed [Pa]
FB1, FB2	: lower and upper fluidized bed, respectively [-]
r^2	: regression coefficient [-]
U_c	: collapse velocity, u_1 at collapse condition [m/s]
u_{mf}	: minimum fluidizing velocity [m/s]
u_1	: fluidizing velocity in the lower fluidized bed [m/s]
V_{air}	: volume of air in solids static bed [m ³]
V_{bed}	: volume of static solids bed [m ³]
V_s	: apparent volume of a single solid particle [m ³]
W	: bed weight [N]
x_i	: weight fraction of size cut i [-]

Greek

ϵ_m	: voidage of bulk volume of solids at static condition [-]
ρ_s	: apparent density of solids [kg/m ³]
ρ_{sb}	: bulk 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, U.S.A. (1991).
2. Youn, P.-S. and Choi, J.-H., "Operating Characteristics of a Continuous Two-Stage Bubbling Fluidized-Bed Process," *Korean Chem. Eng. Res.*, **52**(1), 81-87(2014).
3. Knowlton, T. M., in J. R. Grace, A. A. Avidan, and T. M. Knowlton (Eds.), *Circulating Fluidized Beds*, Blackie Academic and Professional, New York, U. S. A., Chaper 7, 214-260(1997).
4. 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).
5. Won, Y. S., Lee, G.-W., Kim, D., Jeong, A.-R., Choi, J.-H., Jo, S.-H. and Yi, C.-K., "Properties of an Inclined Standpipe for Feeding Solids into a Bubbling Fluidized-Bed," *Korean J. Chem. Eng.*, **34**(9), 2541-2547(2017).
6. Geldart, D., "Types of Gas Fluidization," *Powder Technol.*, **7**(5), 285-292(1973).
7. Geldart, D., in D. Geldart (Ed.), *Gas Fluidization Technology*, John Wiley & Sons Ltd., New York, U.S.A., Chapter 2, 16-17 (1986).