

CPFD 시뮬레이션을 통한 Shroud 노즐 및 수직 구조물이 설치된 기포 유동층 반응기 내에서의 기포 흐름 해석

임종훈 · 배 건 · 신재호 · 이동호* · 한주희* · 이동현†

성균관대학교 화학공학과
16419 경기도 수원시 장안구 서부로 2066
*한화케미칼 중앙연구소
34128 대전광역시 유성구 가정로 76

(2015년 9월 24일 접수, 2016년 4월 5일 수정본 접수, 2016년 7월 11일 채택)

CPFD Simulation of Bubble Flow in a Bubbling Fluidized Bed with Shroud Nozzle Distributor and Vertical Internal

Jong Hun Lim, Keon Bae, Jea Ho Shin, Dong Ho Lee*, Joo Hee Han* and Dong Hyun Lee†

School of Chemical Engineering, Sungkyunkwan University, 2066, Seobu-ro, Jangan-gu, Suwon, 16419, Korea

*Hanwha Chemical R&D Center, 76, Gajeong-ro, Yuseong-gu, Daejeon, 34128, Korea

(Received 24 September 2015; Received in revised form 5 April 2016; accepted 11 July 2016)

요 약

본 연구에서는 내경 0.3 m, 높이 2.4 m인 기-고 유동층 반응기 내에서 수직 방향의 내부 구조물과 shroud 노즐 분산관이 기포 흐름에 미치는 영향을 CPFD (Computational Particle-Fluid Dynamics)를 이용하여 모델링을 수행하였다. 층 물질로는 Metal-grade 실리콘 입자(MG-Si)가 사용되었으며 $d_p = 149 \mu\text{m}$, $\rho_p = 2,325 \text{ kg/m}^3$, $U_{mf} = 0.02 \text{ m/s}$ 이다. 전체 층 물질의 양은 75 kg이며 정적층(static bed) 높이는 0.8 m이다. 수직 내부 구조물이 기포 상승속도에 미치는 영향을 파악하였다. 내부 구조물이 분산관으로부터 0.45 m 높이에 설치되었을 때 기포의 분쇄가 일어났다. 유동층의 압력강하 및 수직 고체체류량 분포는 내부 구조물의 영향을 크게 받지 않는 것으로 나타났다. 하지만 내부 구조물이 체트에 너무 가까운 경우 기포가 분쇄되지 않고 내부 구조물을 우회하여 상승하였으며 내부 구조물이 없는 경우나 0.45 m 높이에 설치된 경우에 비해 더 빠른 속도로 상승하였다.

Abstract – The effect of internal and shroud nozzle distributor to bubbling fluidized beds which has the size of 0.3 m-ID \times 2.4 m-high column was modeled by CPFD (Computational Particle-Fluid Dynamics). Metal-grade silicon particles (MG-Si) were used as bed materials which have $d_p = 149 \mu\text{m}$, $\rho_p = 2,325 \text{ kg/m}^3$ and $U_{mf} = 0.02 \text{ m/s}$. Total bed inventory and static bed height were 75 kg and 0.8 m, respectively. Effect of vertical internal on the bubble rising velocity was investigated. Bubbles were split by internal when the axial position of the internal from the distributor, $z = 0.45 \text{ m}$. Bed pressure drop and axial solid holdup were not affected by internal. However, in the case that axial distance of internal from distributor was too close to jet penetration length, bubbles were not separated and bypassed internal, and faster than without internal or $z = 0.45 \text{ m}$.

Key words: Computational particle-fluid dynamics (CPFD), Fluidized Beds, Simulation, Bubble, Internal

1. 서 론

기포유동층은 유동층의 전형적인 형태 중 하나로 화학산업 전반에 걸쳐 다양하게 이용되고 있다. 기포의 거동은 유동층 내에서의 열

및 물질전달에 큰 영향을 미치므로 기포의 흐름을 해석하는 것은 생성물 수율에 있어 매우 중요하다. 유동층 반응기의 적용이 연구되고 있는 공정 중 하나로 태양전지 기관의 원료인 폴리실리콘(polysilicon, Poly-Si) 생산이 있다. 순도가 낮은 metal-grade 실리콘(MG-Si)을 폴리실리콘의 중간원료인 삼염화실란(trichlorosilane)으로 전환하기 위한 공정에서 유동층 반응기가 활용되고 있는데, 반응효율을 높이기 위해 반응기 내부의 기포 크기 및 상승속도를 제어할 필요가 있다.

유동층 내부에 설치되는 구조물로는 튜브, 방해판 및 다양한 형태의 장애물 등을 비롯하여 여러 종류가 있다. 방해판을 비롯한 장애물은

†To whom correspondence should be addressed.

E-mail: dhlee@skku.edu

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.

유동특성을 개선시키기 위한 내부 구조물로 사용될 수 있다. 방해판은 기포의 크기가 계속 커지는 것을 방지하고 기포가 골고루 분산될 수 있도록 하며, 기체-고체간 열 및 물질전달을 향상시킨다. 또한 기포의 크기를 줄임으로써 입자의 비산속도를 감소시키는 역할도 수행한다. 여러 연구자의 연구 결과에 따르면 [1-4] 방해판은 기포를 분산시킴으로써 유동층 내의 혼합 및 기체-고체 접촉 효율을 향상시켜 반응성을 높이는 효과가 있다.

CPFD (Computational Particle-Fluid Dynamics)는 MP-PIC (multi-phase particle in cell) 모델[5]을 기반으로 하여 개발된 기체-고체 유동층에 특화된 구조해석 도구이며 대표적인 상용 프로그램으로 Barracuda[®]가 있다. MP-PIC 모델은 기체 흐름에 대해서는 Eulerian 방식, 입자 흐름에 대해서는 Lagrangian 방식을 적용하여 두 흐름의 해석을 결합시키는 Eulerian-Lagrangian 방식을 채택하고 있다. Eulerian-Eulerian 방식을 이용하는 기존 전산유체역학(Computational Fluid Dynamics, CFD)에 비하여 기체-고체 흐름의 계산이 안정적이다. 또한 computational particle이라는 개념을 적용하여 입자분포함수 (particle distribution function)를 이용하여 입자의 움직임을 추적함으로써 기존 CFD에 비해 계산 시간이 빠르다. 따라서 CPFD는 기존의 Eulerian-Eulerian 방식을 기반으로 한 CFD의 약점을 개선하여 기체-고체 유동층 해석에 최적화된 해석 도구로 볼 수 있다. 따라서 최근에 들어 CPFD를 이용한 유동층 해석을 수행하는 연구자가 늘고 있으며 석탄가스화, 바이오매스 분해, 화학순환연소(CLC: Chemical Looping Combustion) 등 유동층 반응기가 활용되는 분야 전반에 걸쳐 널리 활용되는 것으로 보고되고 있다[6].

최근 연구에서 shroud 노즐 분산판이 장착된 상온 유동층에서 광학탐침(optical probe)을 이용하여 기포의 상승속도를 측정 한 바 있다[7]. 분산판으로부터 0.45 m 높이에 설치된 수직 방해판 형태의 내부 구조물에 의한 기포 분쇄효과 및 기포 상승속도에 미치는 영향을 파악하였다. 내부 구조물의 유무 및 반경 방향에 따른 기포 상승속도의 변화를 비교하여 내부 구조물이 존재하는 경우 기포 상승속도가 낮아졌으며 이를 통해 내부 구조물이 기포의 분쇄에 효과가 있음을 확인하였다. 그러므로 제트 길이가 기포분쇄에 미치는 영향은 시뮬레이션을 통해 확인하고자 하였다.

본 연구에서는 방해판 형태를 가진 수직 내부 구조물이 기포 흐름 특성에 미치는 영향을 CPFD 시뮬레이션을 통해 파악하였다. 내부 구조물이 기포 상승속도에 미치는 영향을 시뮬레이션 하여 실험결과와 비교하였다. 그리고 내부 구조물과 분산판 사이의 수직 거리가 기포 흐름에 미치는 영향을 파악하였다.

2. 시뮬레이션 방법

Fig. 1은 본 연구의 시뮬레이션에 적용된 수직 내부 구조물이 설치된 유동층 장치의 개략도 및 형상 모델과 격자를 나타내고 있다. 충물질인 metal-grade 실리콘(MG-Si) 입자는 직경 0.3 m, 높이 2.4 m 인 아크릴 칼럼 내에 75 kg이 채워졌다[7,8]. 분산판은 두 개의 shroud 노즐로 이루어져 있다. 노즐의 간격은 0.163 m이고, shroud의 내경은 0.034 m이며, 분산판의 개구비(opening fraction)는 0.0022이다. 방해판 형태의 수직 내부 구조물이 유동층 내에 삽입되었다. 구조물의 수직 길이는 0.8 m이며 설치된 높이에 상관없이 일정하다. Table 1은 본 시뮬레이션에 적용된 분산판의 제원을 보여준다. 시뮬레이션에 소요되는 시간을 단축하기 위해 shroud의 노즐 부분은 모델에서 생

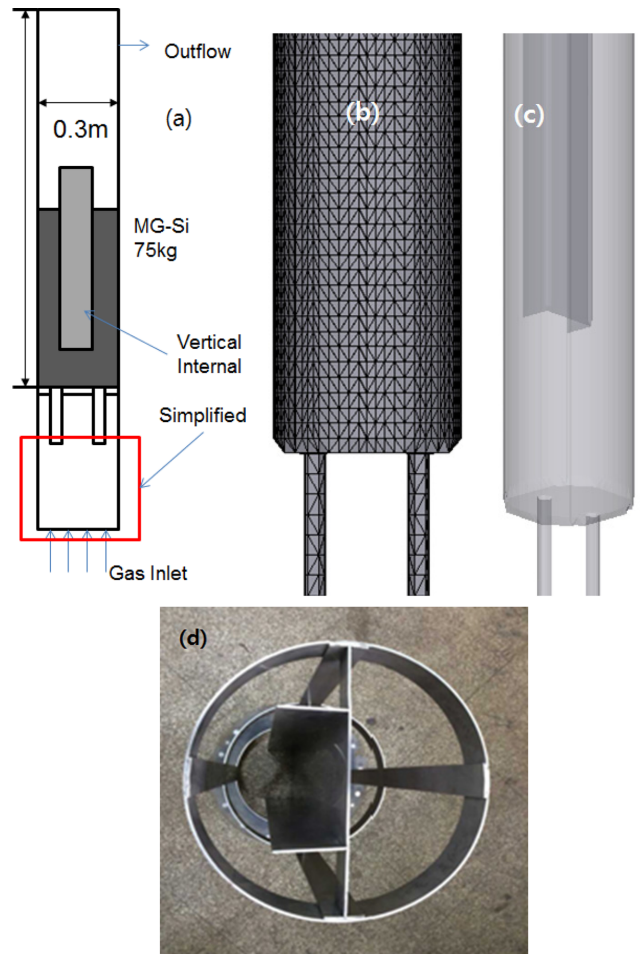


Fig. 1. (a) schematic diagram of fluidized beds with internal, (b) grid design of fluidized beds, (c) transparent view of fluidized beds with internal, (d) actual internal used in this study.

Table 1. Specification of distributor used in simulation

Item	Value
No. of Nozzle	2
Nozzle Diameter (m)	0.010
Shroud Diameter (m)	0.034
Shroud Length (m)	0.265
Hole Pitch (m)	0.165
Opening Ratio (-)	0.002

략되었다. 전체 격자 셀의 개수는 32,254개이며 격자의 형태는 정육면체이고 크기는 1.5×10^{-2} m이다. 반경 방향의 셀의 개수는 20개이다. MP-PIC 모델을 사용하는 CPFD는 Eulerian-Eulerian 방식을 사용하는 CFD에 비해 높은 격자 해상도를 요구하지 않으며[13], 본 시뮬레이션에 적용된 격자 품질은 격자 크기에 대한 테스트를 거쳐 문제가 없음을 확인하였다[14]. Table 2는 본 시뮬레이션에 적용된 모델 및 변수를 정리한 것이다. 해당 모델 변수들 및 격자 크기는 본 연구진의 이전 연구[14]에서 shroud 노즐 분산판에 대해 최적화된 값이며 시뮬레이션 상의 시간이 20초가 경과한 이후 정상상태에 도달하여 재현성 있는 시뮬레이션 결과가 도출됨을 확인하였다. 실험 및 시뮬레이션에 적용된 충물질의 물성 및 입도분포는 Table 3과 Fig. 2에 각각 제시되어 있다.

Table 2. Model and parameters in simulation

Model and Parameters	Value
Drag model	Wen and Yu [9] - Ergun [10] combination [11]
Turbulence model	Algebraic [12]
Normal-to-wall momentum retention	0.30
Tangent-to-wall momentum retention	0.99
Maximum momentum redirection from collision	40%
Particle Normal Stress Parameter	$P_s=5, \beta=3, \varepsilon=10^{-7}$
Close pack volume fraction (Maximum solid volume fraction)	0.6
Temperature	300 K
Pressure	101325 Pa
Fluidizing gas	Air
Simulation time	30 s

Table 3. Physical properties of bed materials

Mean diameter (μm)	149
Particle density (kg/m^3)	2325
Bulk density (kg/m^3)	1180
Sphericity (-)	0.75
Minimum Fluidization Velocity (m/s)	0.02

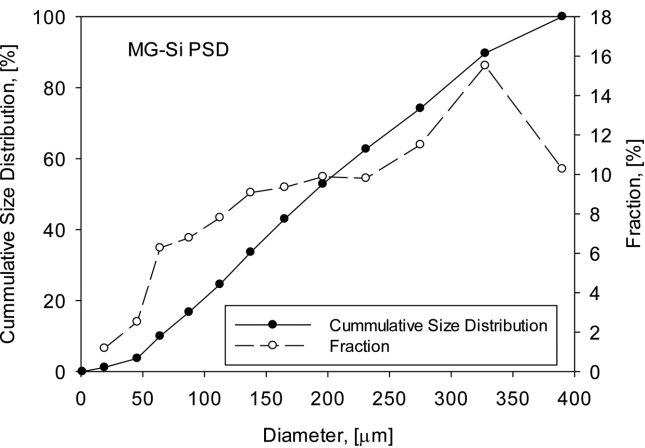


Fig. 2. Particle size distribution of bed material.

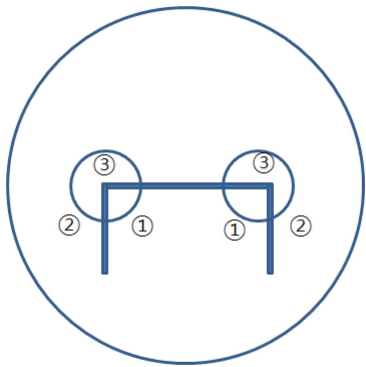


Fig. 3. Schematic diagram of cross-sectional view and data sampling position. 1) inside of channel, 2) outside of channel, 3) back-side of channel.

Fig. 3은 수평 단면도 및 데이터 수집 위치를 나타낸 개략도이다. 내부에 삽입된 수직 구조물에 의해 분산판의 노즐이 그림과 같이 영역이 나뉘게 된다. 내부 구조물에 의해 형성된 유로의 안쪽, 바깥쪽, 뒤쪽의 세 지점에서 입자 부피비 데이터를 취하였다. 여기서 얻은

데이터를 이용하여 기포의 상승속도를 계산하였다.

Fig. 4는 시뮬레이션 데이터로부터 기포상(bubble phase)과 에멀전상(emulsion phase)을 구분하기 위한 기준을 보여준다. Fig. 4(a)를 이용하여 기포와 에멀전이 구분되는 경계의 입자 부피비를 확인할 수 있다. Fig. 4(b)는 특정 위치에서 수집된 데이터의 히스토그램을

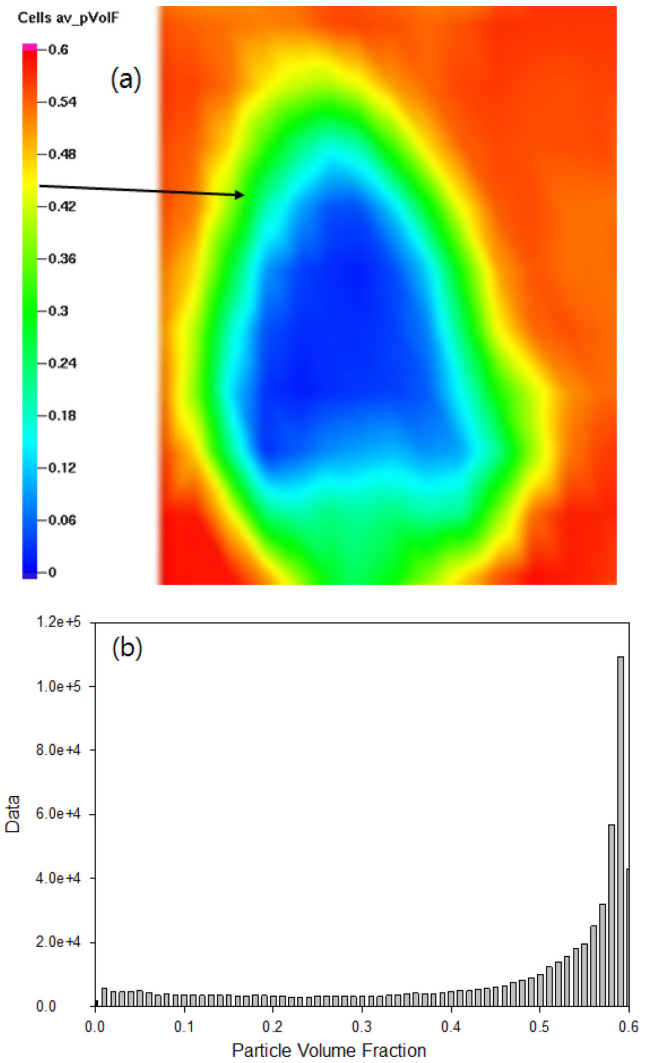


Fig. 4. Criterion of determination between bubble and emulsion phase (a) snapshot of a bubble, (b) histogram of particle volume fraction to determine the boundary of bubble phase.

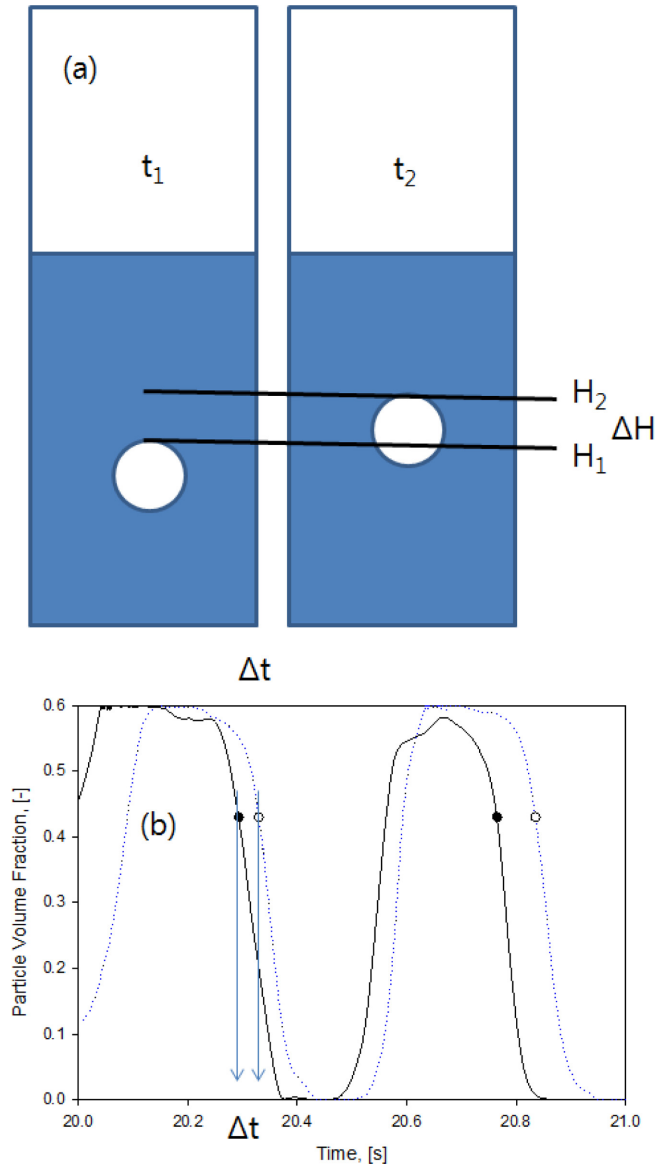


Fig. 5. Determination of bubble rising velocity (a) Schematic diagram of bubble rising velocity, (b) description of calculation of bubble rising velocity from particle volume fraction data.

나타낸 것으로 에멀션 상에서 기포의 경계로 갈수록 데이터의 빈도가 낮아지는 것을 확인할 수 있다. 이 두 결과를 이용하여 기포상을 구분하는 입자 부피비를 0.43으로 결정하였다.

Fig. 5(a)는 입자 부피비로부터 기포의 상승속도를 구하는 방법의 개략도를 나타내고 있으며, Fig. 5(b)는 두 지점에서 수집된 입자 부피비의 데이터를 나타내고 있다. 먼저 기포가 측정지점을 통과하게 되면 입자 부피비가 앞의 Fig. 4에서 구한 기포와 에멀션 상의 경계 값 이하로 떨어지게 된다. 이 지점을 기포의 상단부가 통과하는 것으로 인식을 하게 된다. 높이가 다른 두 지점으로부터 얻은 입자 부피비 데이터를 시간에 따라 나타내었을 때 기포가 각각의 지점을 통과한 시간의 차 Δt 와 높이의 차 ΔH 를 이용하여 기포의 상승속도 U_b 를 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$U_b = \Delta H / \Delta t \quad (1)$$

내부 구조물이 설치된 높이의 영향을 파악하기 위해 기체 유속 및

Table 4. Superficial gas velocity with $z=0.45$ m

Axial position of internal, z (m)	0.45
	0.08
U_o (m/s)	0.10
	0.12
	0.14

Table 5. Axial position of internal with $U_o=0.1$ m/s

U_o (m/s)	0.10
	Without internal
Axial position of internal Z (m)	0.15
	0.30
	0.45

내부 구조물의 높이를 변화시켜 시뮬레이션을 수행하였다. 먼저 내부 구조물 높이가 분산판으로부터 0.45 m인 조건에서 Table 4에 명시된 기체 유속에 따라 기포 상승속도의 변화를 시뮬레이션하고 그 결과를 실험결과[7]와 비교하였다. Table 5는 기체 유속(U_o)이 일정한 경우 각 시뮬레이션에서의 분산판과 내부 구조물의 수직 거리를 나타낸 것이다. 내부 구조물이 없는 경우 및 실험과 동일한 0.45 m 높이에 구조물이 설치된 조건에서 시뮬레이션으로 구한 기포 상승속도를 실험결과와 비교하였으며, 내부 구조물의 높이가 0.15, 0.30 m인 경우에 대해 기포의 상승속도 변화를 예측하였다.

3. 이 론

3-1. CPFD의 지배방정식

CPFD에서는 유체상의 흐름, 입자의 운동량이 각각 Navier-Stokes 식, Lagrangian 방식에 의해 계산되고, MP-PIC 모델[5,15,16]에 의해 결합되어 입자의 흐름을 모사하게 된다. MP-PIC 모델식의 기호는 Snider [5]의 것을 따르며 지배방정식은 아래의 식 (2)~(7)에 제시된 것과 같다.

3-1-1. 연속상[17,18]

운동량(Momentum)이 없는 조건에서의 유체 흐름에 대한 지배방정식은 Eq. (2)와 같다:

$$\frac{\partial \theta_f}{\partial t} + \nabla \cdot (\theta_f u_f) = 0 \quad (2)$$

유체의 운동량은 아래의 Eq. (3)과 같이 나타낸다:

$$\frac{\partial \theta_f u_f}{\partial t} + \nabla \cdot (\theta_f u_f u_f) = -\frac{1}{\rho_f} \nabla p - \frac{1}{\rho_f} F + \theta_f g \quad (3)$$

유체와 고체 사이의 운동량 전달은 아래의 Eq. (4)와 같다:

$$F = \iiint f V_p \rho_p \left[D(u_f - u_p) - \frac{1}{\rho_f} \nabla p \right] dV_p d\rho_p du_p \quad (4)$$

3-1-2. 고체상

고체상의 거동은 입자의 확률분포함수(probability distribution function) (f)에 의해 모사되며 입자의 위치, 속도, 밀도, 부피, 그리고 시간의 함수이다.

입자의 위치에 대한 Liouville 식은 다음과 같다[18]:

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + \nabla \cdot (\phi u_p) + \nabla u_p \cdot (\phi A) = 0 \quad (5)$$

입자의 가속도는 Eq. (6)으로 표현된다[15]:

$$A = D_p(u_f - u_p) - \frac{1}{\rho_p} \nabla p + g - \frac{1}{\theta_p \rho_p} \nabla \tau \quad (6)$$

CPFD에서는 입자간의 상호작용을 Harris와 Crighton[19]에 의해 제시된 입자 응력함수(particle stress function)를 이용해 계산한다. 응력함수(τ)는 입자 부피비(θ_p)의 함수이며 Snider[5]에 의해 다음과 같은 식으로 제시되었다:

$$\tau = \frac{P_s \theta_p^\beta}{\max[\theta_{cp} - \theta_p, \varepsilon(1 - \theta_p)]} \quad (7)$$

여기서 P_s 는 압력의 단위를 가진 상수이며, θ_{cp} 는 최밀 충전 상태에서의 입자 부피비, β 는 2에서 5 사이의 값을 가지는 상수, 그리고 ε 는 10^{-7} 이하의 값을 가지는 상수이다.

3-2. 기포 흐름 및 제트 침투길이에 관한 관계식

Karimipour와 Pugsley[20]는 기포 크기 및 상승속도에 관한 여러 관계식들을 비교 검토 하였으며 적합한 관계식을 제시하였다. 그 중에서 본 연구에서의 시뮬레이션 조건에 적합한 관계식으로는 다음과 같은 것들이 있다. Davidson 과 Harrison[21]은 기포 크기와 상승 속도 간의 관계에 대한 식으로 Eqs. (8~9)을 제시하였다.

$$U_{br} = 0.71 \sqrt{gd_b} \quad (8)$$

$$U_b = U_{br} + (U_o - U_{mf}) \quad (9)$$

층높이에 따른 기포의 크기에 관한 경험식 중 본 연구의 시뮬레이션 조건에 부합한 것으로는 아래의 식이 있다:

$$\text{Mori와 Wen [22]: } \frac{d_{bm} - d_b}{d_{bm} - d_0} = \exp(-0.3h/D), d_{bm} = 1.87d_0 \quad (10)$$

기포가 제트로부터 분리되었을 때의 초기 기포 크기는 다음과 같다:

$$\text{Merry [23]: } \frac{d_0}{d_{or}} = 0.33 \left(\frac{U_j^{0.4}}{d_{or}^{0.2}} \right) \quad (11)$$

제트 길이는 다음의 관계식을 이용하여 계산할 수 있다:

$$\text{Knowlton 등[24]: } \frac{L_j}{d_{or}} = 29.7 \left(\frac{U_{or}^2}{gd_{or}} \right)^{0.25} \left(\frac{\rho_g}{\rho_{bed}} \right)^{0.5} \left(\frac{d_{or}}{d_p} \right)^{0.1} \quad (12)$$

4. 결과 및 고찰

4-1. 내부 구조물이 기포 흐름에 미치는 영향

Fig. 6은 내부 구조물이 없는 조건에서 수직방향 높이에 따른 기포의 크기를 계산한 결과를 나타낸 것이다. Fig. 6(a)는 $U_o = 0.1$ m/s 이고 시뮬레이션 상의 시간 25 s에서 수직방향 단면에서의 입자 부피비를 나타낸 것이며, Fig. 6(b)는 시뮬레이션 시간 20~30 s 사이의 평균 입자 부피비를 이용하여 기포가 통과한 경로를 확인한 결과이다. 두 결과를 비교해

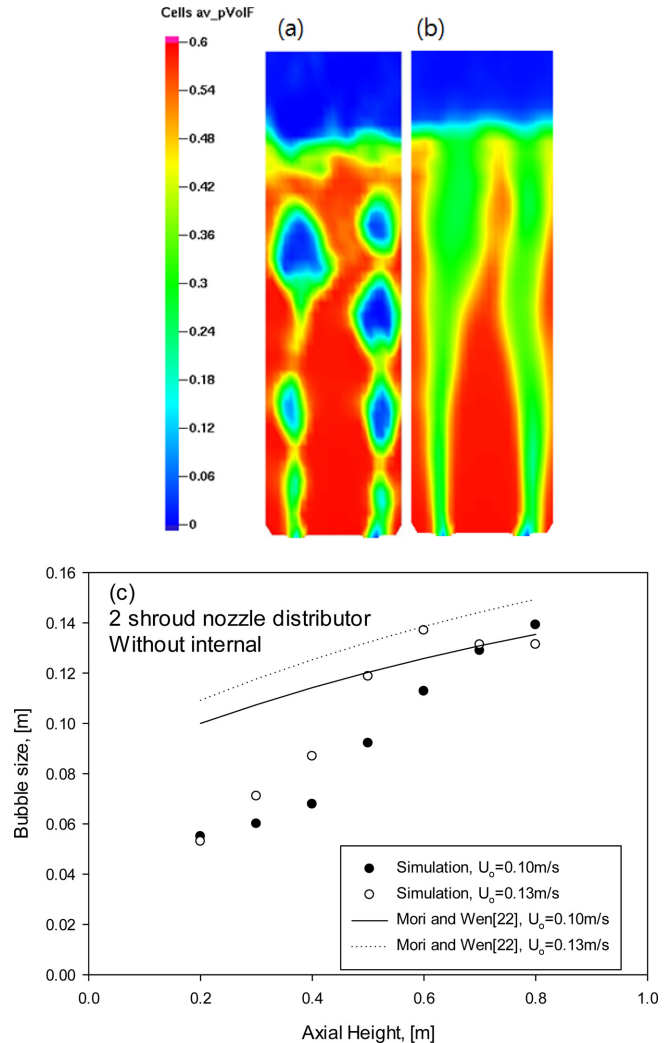


Fig. 6. Estimation of bubble size (a) Particle volume fraction at axial cross-sectional view, (b) Averaged particle volume fraction, (c) Bubble size comparing between simulation and correlation.

보았을 때 각각의 기포 크기와 기포가 통과한 영역의 평균 크기가 거의 유사함을 확인할 수 있다. Fig. 6(c)는 시뮬레이션으로부터 계산된 기포 크기를 Eqs. (10~12)을 이용하여 계산한 결과와 비교한 것이다. 층 상부에서의 기포 크기는 시뮬레이션 결과와 관계식으로 부터 계산된 크기가 서로 비슷하나 초기 기포크기의 계산 차이로 인해 층 하부에서는 큰 차이를 나타내었다. 이는 관계식을 통해 예측된 제트 길이 및 그 위치에서의 기체 유속 등이 시뮬레이션과 다소 차이를 나타낼 수 있기 때문이다.

Fig. 7은 내부 구조물이 기포 흐름특성에 미치는 영향을 보여준다. Fig. 7(a)은 내부 구조물이 없는 경우 $U_o = 0.1$ m/s에서의 기포 흐름 특성을 나타낸다. Fig. 7(b)은 내부 구조물이 0.45 m 높이에 설치된 경우 구조물 앞, 뒷면에서의 기포 흐름특성을 나타낸다. Fig. 7(a)에서 제트로부터 분리된 기포가 상승하면서 분쇄나 합체 없이 상승하는 모습을 나타내었다. 그러나 Fig. 7(b)에서는 기포가 내부 구조물에 의해 나뉘었으며 구조물 앞, 뒷면의 기포 흐름을 통해 확인할 수 있다. 그림으로부터 관찰되는 기포의 크기는 지그재그 움직임에 의해 일정한 크기로 분리되지는 않았으나 대체로 내부 구조물에 의해 형성된 유로의 바깥쪽에서 더 큰 경향을 나타내었다.

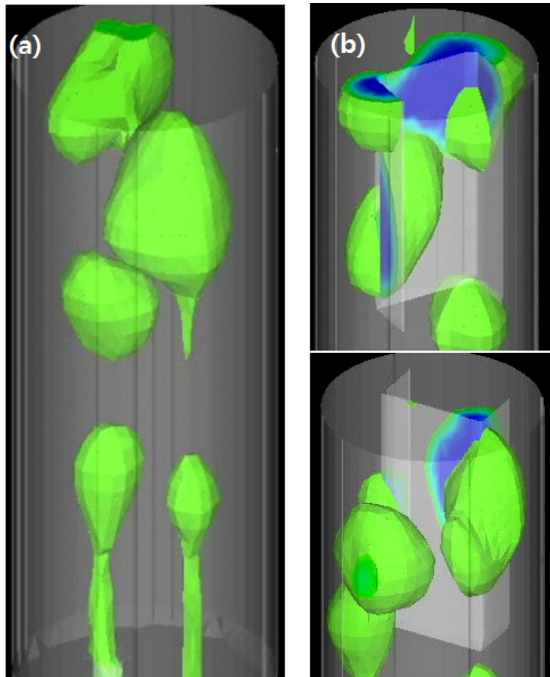


Fig. 7. Bubble flow characteristics in simulation with $U_o=0.10$ m/s (a) without internal, (b) with internal $z=0.45$ m.

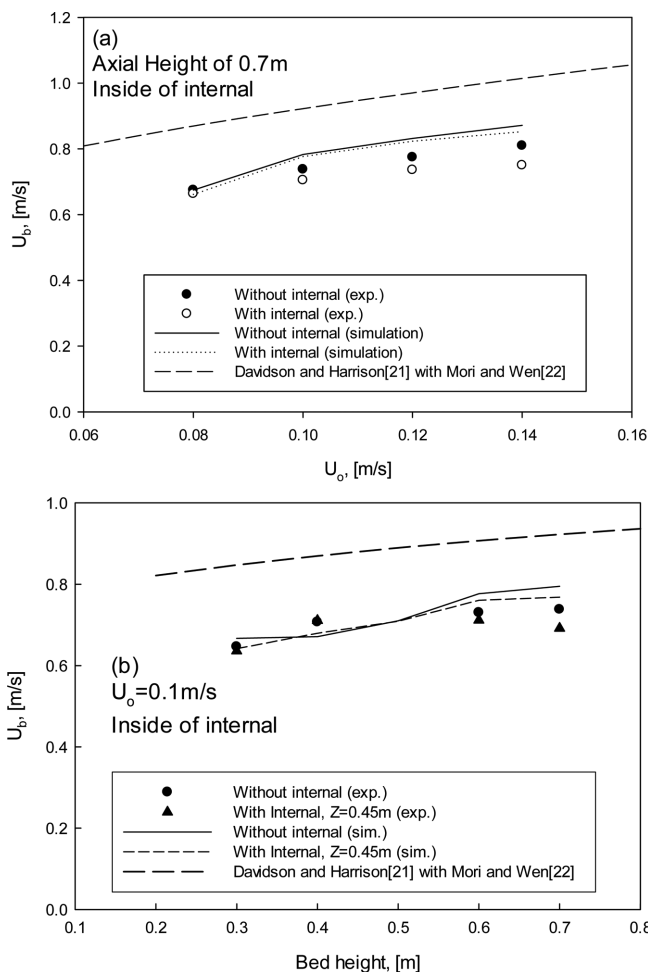


Fig. 8. Comparing bubble rising velocity between simulation and correlation (a) without internal, (b) with internal $z=0.45$ m.

Fig. 8은 분산판으로부터 0.45 m 높이에 설치된 내부 구조물이 기포 상승속도에 미치는 영향을 나타내고 있다. Fig. 8(a)은 내부 구조물의 안쪽에서 높이 0.7 m에서 공압기체속도에 따른 기포 상승속도에 대해 실험[7]과 시뮬레이션의 비교결과를 나타내고 있다. 실험과 시뮬레이션에서 모두 내부 구조물이 설치된 경우 기포 상승속도가 다소 낮아지는 것을 확인할 수 있다. 식 (8과 9)에 따라 기포의 상승속도는 기포 크기의 제곱근에 비례하며 내부 구조물에 의해 기포가 절단되어 크기가 작아졌기 때문에 기포 상승속도가 낮아진 것으로 평가된다. 단 Davidson과 Harrison [21]의 관계식 Eq. (9)를 이용하여 예측한 기포 상승속도보다는 낮은 값을 나타내는데 이는 초기기포 크기의 계산 차이로 인한 것이다. Fig. 8(b)는 $U_o=0.1$ m/s에서 높이 0.45 m 이상에서 내부 구조물 여부에 따라 기포 상승속도의 차이가 벌어지는 것을 확인할 수 있다.

4-2. 내부 구조물의 높이가 기포 흐름특성에 미치는 영향

Fig. 9는 내부 구조물의 높이가 각각 $z=0.45$, 0.3, 그리고 0.15 m인 경우 기포 흐름특성을 나타내고 있다. 내부 구조물의 높이, $z=0.45$ m인 경우 Fig. 9(a)에 나타난 것처럼 기포가 내부 구조물에 의해 분쇄가 잘 되었다. 하지만 Fig. 9(c)에서는 $z=0.15$ m인 경우 내부 구조물의 하단이 제트에 가까우며 기포가 거의 분쇄되지 않고 내부 구조물의 바깥쪽을 통해 통과하는 모습을 나타내었다. 이는 유동층 하단에서 발생한 기포가 처음에는 벽면에 가까운 곳을 통해 상승함으로 인해 $z=0.15$ m 높이에서는 내부 구조물을 우회하여 기포분쇄가 잘 이루어지지 않는 것으로 보인다. 본 시뮬레이션에 적용된 수직 방패판은 Fig. 3에 표시된 것과 같이 분산판 노즐 위치에 국한되어 있어 기포가 구조물을 우회하여 상승하는 경우에는 분쇄효율이 떨어진다. 반면 본 시뮬레이션의 조건과 달리 수직 구조물이 유동층 전체에 걸쳐 다발로 삽입된 경우에는 분산판으로부터의 거리가 짧을수록 기포 분쇄 효율이 증가하게 된다[25].

Fig. 10은 내부 구조물 설치높이 0.15, 0.3 및 0.45 m에서 Fig. 3에서 정의된 위치에 따라 내부 구조물에 의해 형성된 유로의 안쪽, 바깥쪽에서의 기포 상승속도의 차이를 비교한 것이다. Fig. 9에서 보는 바와 같이 내부 구조물 주변 위치에 따라 기포 상승속도의 차이가 나타나고 있다. 내부 구조물이 0.45 m 높이에 설치된 경우는 Fig. 7(b)에서 언급한 바와 같이 구조물에 의해 분쇄된 기포가 내부 구조물의 뒤쪽에서 다소 크게 나타났으며, 그에 따라 측정 위치에 따른 기포 상승속도의 차이를 다소 나타내고 있다. 이는 구조물의 형상에

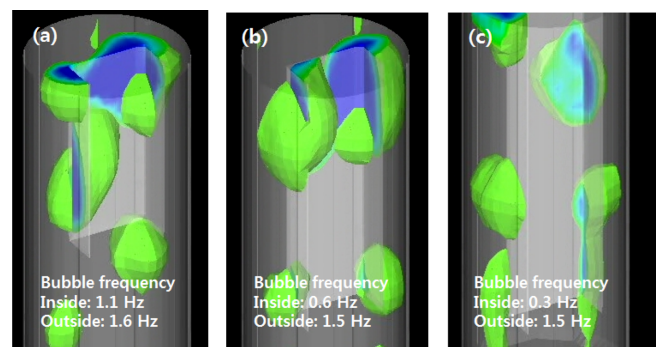


Fig. 9. Bubble flow characteristics according to the height of internal: (a) $z=0.45$ m, (b) $z=0.30$ m, (c) $z=0.15$ m.

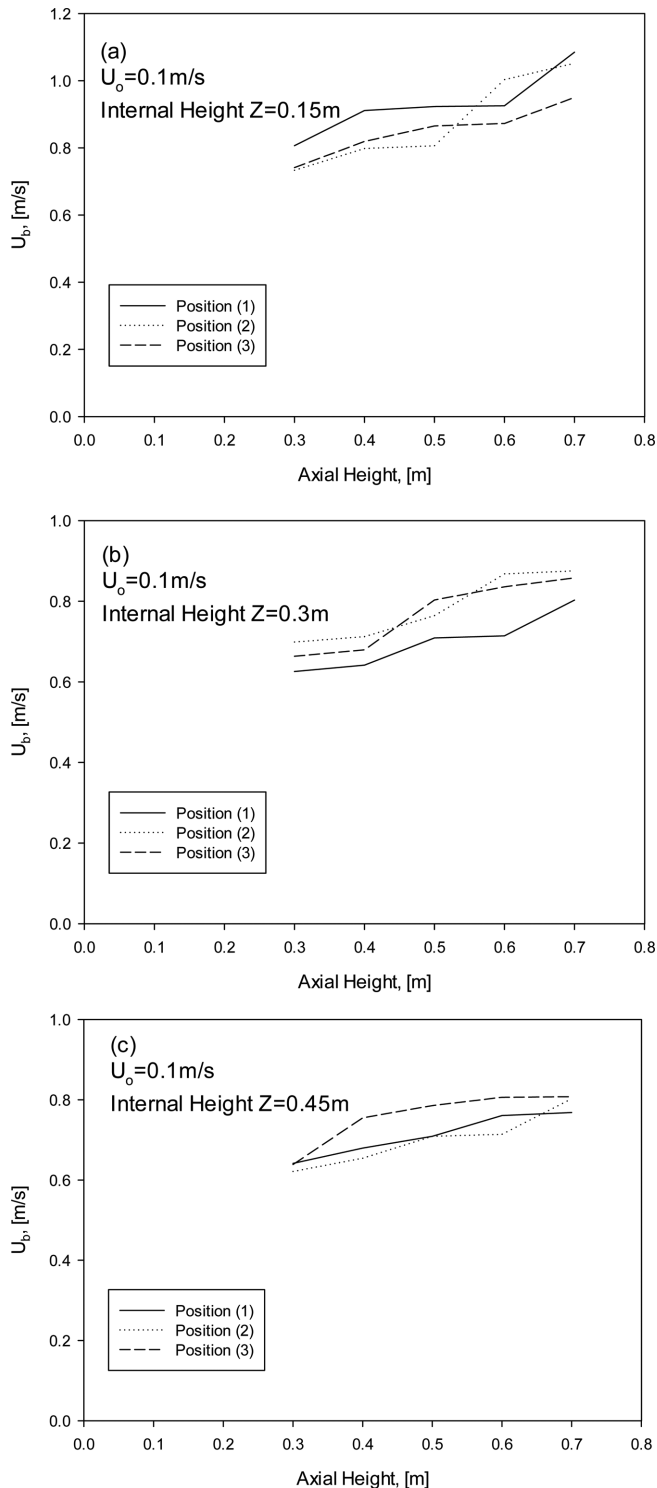


Fig. 10. Bubble rising velocity according to axial height at each data sampling positions (a) $z=0.15$ m, (b) $z=0.3$ m, (c) $z=0.45$ m.

다른 특성상 구조물 안쪽 유로에 비해 바깥쪽 유로의 면적이 더 넓으며 이로 인해 기포의 크기 차이를 나타내기 때문이다. 내부 구조물의 설치높이가 0.3 m인 경우는 기포 분쇄효율이 떨어져 유로 안쪽과 바깥쪽의 경향성이 내부 구조물의 설치높이가 0.45 m인 경우에 비해 뚜렷하지 않으며 내부 구조물의 높이가 0.15 m인 경우에는 기포의 분쇄가 이루어지지 않았기 때문에 위치에 따른 경향성이 나타나지 않았다.

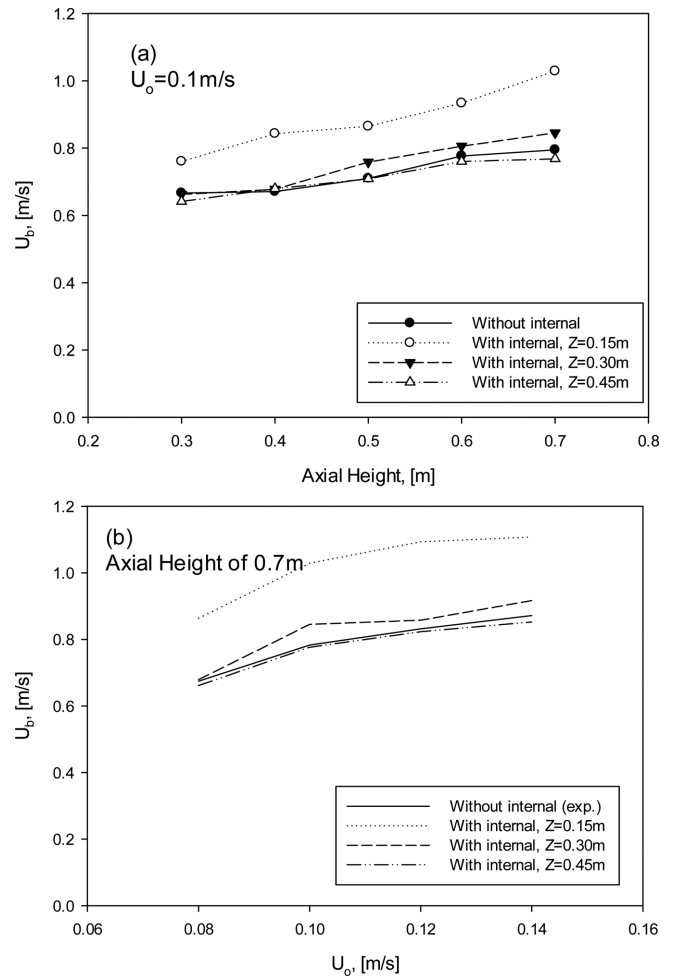


Fig. 11. Bubble rising velocity with variation of the height of internal, (a) according to axial height, (b) according to superficial gas velocity.

Fig. 11은 내부 구조물의 설치높이에 따른 기포 상승속도의 변화를 나타낸 결과이다. Fig. 11(a), (b) 모두 내부 구조물 설치 높이가 0.45 m인 경우는 내부 구조물이 없는 경우에 비해 낮은 기포 상승속도를 보임으로 기포 분쇄가 이루어졌음을 알 수 있다. 반면 내부 구조물 높이, 0.3 m인 경우는 그에 비해 다소 높은 기포 상승속도를 나타내었으며, 내부 구조물 높이 0.15 m에서는 0.1에서 0.2 m/s 이상 빠른 속도를 나타내고 있다. $U_o = 0.1$ m/s에서 Eq. (12)에 의해 제트 길이 (jet penetration length)를 계산하면 약 0.15 m가 되는데, 이를 감안하면 내부 구조물의 높이가 0.15 m인 경우는 기포가 제트에서 분리되기 전에 내부 구조물을 우회하여 분쇄되지 않은 채 상승하는 것으로 파악된다. 또한 이 상태에서 내부 구조물에 의해 기체가 흐를 수 있는 단면적이 좁아진 통로를 통해 빠르게 상승함으로 인해 기포 상승속도가 높은 값을 나타낸 것으로 볼 수 있다. 본 시뮬레이션에서는 분산판의 구조적인 특성상 작은 기포들이 생성되어 합체되는 것이 아니라 노즐로부터 발생한 제트에서 분리된 상태의 매우 큰 기포가 상승하므로 일반적인 다공판 분산판에서 일어나는 현상과는 차이가 있는 것으로 보인다.

따라서 내부 구조물에 의한 기포의 분쇄가 원활히 일어나기 위해서는 제트에 지나치게 가까운 하단부보다는 기포가 내부 구조물에 의해 잘 분쇄될 수 있는 높이를 선택하는 것이 필요하다.

5. 결 론

수직 내부 구조물이 기포 흐름특성에 미치는 영향을 CPFD 시뮬레이션을 이용하여 파악하였다. 기포 크기 및 상승속도에 대해 경험식과 시뮬레이션 결과를 비교하였다. 제트로부터 분리된 기포의 초기 크기를 구하여 계산한 결과 층 하부에서는 시뮬레이션 결과가 경험식에 비해 작은 크기를 나타내지만 층 표면 부근에서는 유사한 값을 나타냈다. 경험식에 의해 계산된 기포 크기를 이용하여 상승속도를 구한 경우 경험식에 비해서는 낮은 값을 나타내었으나 실험결과에는 근접하는 결과를 나타내었다. 내부 구조물의 설치 높이에 따른 기포 상승속도의 변화 및 분쇄를 확인한 결과 내부 구조물의 설치 높이가 제트길이(jet penetration length)에 근접한 경우($z = 0.15$ m) 기포 분쇄가 잘 이루어지지 않는 것으로 나타났다. 이는 기포가 제트로부터 분리되지 않은 상태에서 내부 구조물을 우회함으로 인해 나타난 것으로 확인되었으며 해당 조건에서 기포 상승속도가 다른 조건에 비해 높은 값을 나타냈다. 따라서 내부 구조물의 설치 높이가 제트길이보다 높은 경우(0.3 m 이상)에서 기포 분쇄가 원활히 이루어지는 것을 알 수 있었다. 내부 구조물의 설치 높이, $z = 0.15$ m인 경우를 제외하면 기포 상승속도에 큰 차이는 없는 것으로 나타났다.

감 사

본 연구는 “산업통상자원부”, “한국산업기술진흥원”, “호남지역 사업평가원”의 “광역경제권 선도산업 육성사업”으로 수행된 연구결과입니다.

사용기호

- A** : particle acceleration rate [m/s^2]
D : drag force [N]
 d_0 : initial bubble size separated from jet [m]
 d_{bm} : maximum bubble size [m]
 d_p : mean particle diameter [m]
 d_{or} : orifice diameter [m]
F : momentum transfer between the fluid and solid phases
g : gravity acceleration [m/s^2]
h : axial height [m]
 L_j : jet penetration length [m]
 ΔP_{bed} : total bed pressure drop [Pa]
 P_s : positive constant for particle normal stress [Pa]
t : time [s]
u : velocity vector [m/s]
 U_b : bubble rising velocity in the bed [m/s]
 U_{br} : single bubble rising velocity [m/s]
 U_o : superficial velocity [m/s]
 U_j : gas velocity in jet [m/s]
z : axial distance of the internal from distributor [m]

Greek letters

- τ : particle normal stress [Pa]
 ϕ : particle probability distribution function [-]

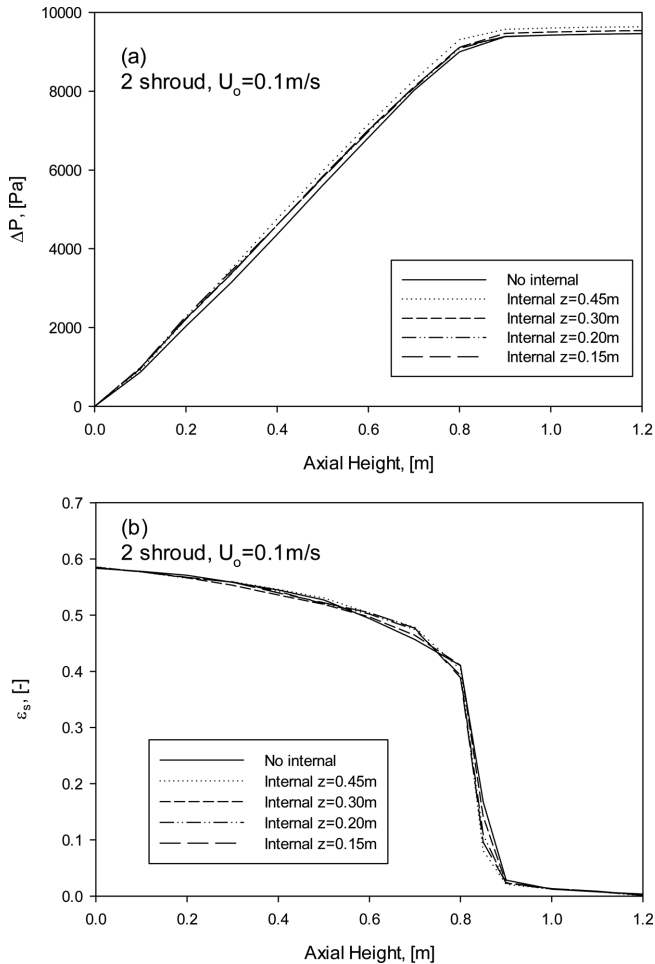


Fig. 12. The effect of internal on the (a) axial bed pressure drop, (b) axial solid holdup.

4-3. 내부 구조물의 설치 높이가 수직 압력강하와 고체체류량 분포에 미치는 영향

Fig. 12는 내부 구조물이 수직 압력강하와 고체체류량 분포에 미치는 영향을 보여준다. Fig. 12(a)에 나타난 것과 같이 수직 압력강하는 내부 구조물의 높이에 따라 거의 변하지 않았으며, 고체체류량 분포 역시 Fig. 12(b)에 나타난 것과 같이 마찬가지로 거의 변하지 않았다. 이 결과는 내부 구조물이 수직 압력강하 및 고체체류량 분포에 거의 영향을 미치지 않음을 보여준다. 또한 내부 구조물이 없는 경우와 비교해서도 큰 차이를 나타내지 않았다. 실제로 내부 구조물에 의해 기포가 분산됨으로 인해 층팽창율이 변화하지만 내부 구조물의 종류에 따라 층팽창율이 증가하거나 감소하기도 하며, 구조물이 없는 경우와 큰 차이가 없는 경우도 있다[26]. 본 연구에 적용된 내부 구조물은 얇은 철판 형태의 것으로 층 단면적에 미치는 영향이 매우 미미하다. 또한 최소유동화 유속 이상의 excess gas가 대부분 기포를 통해 상승하면 일정 기체 유속에서 기포가 내부 구조물에 의해 분쇄되어도 유동층 내 전체 기포의 분율은 거의 변하지 않는다. 따라서 내부 구조물에 기포 크기가 변화해도 수직 압력강하와 고체체류량 분포가 거의 변하지 않은 결과를 뒷받침할 수 있다.

ε	: constant [-]
θ	: volume fraction [-]
ρ	: density [kg/m ³]
β	: constant [-]

Subscriptions

cp	: close pack
f	: fluid
p	: particle

References

- Jiang, P., Bi, H. T., Jean, R. H. and Fan, L. S., "Baffle Effects on Performance of Catalytic Circulating Fluidized Bed Reactor," *AIChE J.*, **37**, 1392-1340(1991).
- Zheng, C. G., Tung, Y. K., Xia, Y. S., Hun, B. and Kwauk, M., "Voidage Redistribution by Ring Internals in Fast Fluidization," *Fluidization*, **91**, 168-177(1991).
- Zheng, C. G., Tung, Y. K., Li, H. Z. and Kwauk, M., "Characteristics of Fast Fluidized Beds with Internals," *Fluidization VII*, 275-284(1992).
- Zhu, J. X., Salah, M. and Zhou, Y. M., "Radial and Axial Voidage Distributions in Circulating Fluidized Bed with Rign-type Internals," *J. Chem. Eng. Jpn.*, **30**, 928-937(1997).
- Snider, D. M., "An Incompressible Three-Dimensional Multiphase Particle-in-Cell Model for Dense Particle Flows," *J. of Computational Physics*, **170**, 523-549(2001).
- Zhong, W., Yu, A., Zhou, G., Xie, J. and Zhang, H., "CFD Simulation of Dense Particulate Reaction System: Approaches, Recent Advances and Applications," *Chemical Engineering Science*, **140**, 16-43(2016).
- Lim, J. H., Shin, J. H., Bae, K., Kim, J. H., Lee, D. H., Han, J. H. and Lee, D. H., "Hydrodynamic Characteristics of Bubbles in Bubbling Fluidized Bed with internals," *Korean J. Chem. Eng.*, **32**(9), 1938-1944(2015).
- Lim, J. H., Lee, Y., Shin, J. H., Bae, K., Han, J. H. and Lee, D. H., "Hydrodynamic Characteristics of Gas-solid Fluidized Beds with Shroud Nozzle Distributors for Hydrochlorination of Metallurgical-grade Silicon," *Powder Technology*, **266**, 312-320(2014).
- Wen, C. Y. and Yu, Y. H., "Mechanics of Fluidization," *Chem. Eng. Prog. Symp.* **62**, 100-110(1966).
- Ergun, S., "Fluid Flow Through Packed Columns," *Chem. Eng. Prog.* **48**, 89-94(1952).
- Gidaspow, D., "Multiphase Flow and Fluidization Continuum and Kinetic Theory Description," Academic Press, Boston(1994).
- Baldwin, B. S. and Lomax, H., "Thin Layer Approximation and Algebraic Model for Separated Turbulent Flows," *16th Aerospace Sciences Meeting*. doi:10.2514/6.1978-257(1978).
- Karimipour, S. and Pugsley, T., "Application of the Particle in Cell Approach for the Simulation of Bubbling Fluidized Beds of Geldart A Particles," *Powder Technology*, **220**, 63-69(2012).
- Lim, J. H., Bae, K., Shin, J. H., Kim, J. H., Lee, D. H., Han, J. H. and Lee, D. H., "Effect of Particle-Particle Interaction on the Bed Pressure Drop and bubble Flow by Computational Particle-Fluid Dynamics Simulation of Bubbling Fluidized Beds with Shroud Nozzle," *Powder Technology*, **288**, 315-323(2016).
- Andrews, M. J. and O'Rourke, P. J., "The Multiphase Particle-in-cell (MP-PIC) Method for Dense Particulate Flows," *Int. J. Multiphase Flow*, **22**, 379-402(1996).
- O'Rourke, P. J., Zhao, P. and Snider, D., "A Model for Collisional Exchange in Gas/liquid/solid Fluidized Beds," *Chem. Eng. Sci.*, **64**, 1784-1799(2009).
- Batchelor, G. K., "A New Theory of the Instability of a Uniform Fluidized Bed," *J. Fluid Mech.* **193**, 75-110(1988).
- Williams, F. A., "Combustion Theory," 2nd ed. Benjamin-Cummings, Menlo Park, CA.(1985).
- Harris, S. E. and Crighton, D. G., "Solitons, Solitary Waves, and Voidage Disturbances in Gas-fluidized Beds," *J. Fluid Mech.* **266**, 243-276(1994).
- Karimipour, S. and Pugsley, T., "A Critical Evaluation of Literature Correlations for Predicting Bubble Size and Velocity in Gas-solid Fluidized Beds," *Powder Technology*, **205**, 1-14(2011).
- Davidson, J. F. and Harrison, D., "Fluidized Particles," Cambridge University Press, London(1963).
- Mori, S. and Wen, C. Y., "Estimation of Bubble Diameter in Gaseous Fluidized Beds," *AIChE J.*, **21**, 109-115(1975).
- Mery, J. M. D., "Penetration of Vertical Jets Into Fluidized Beds," *AIChE J.*, **21**, 507-510(1975).
- Knowlton, T., Karri, R. and Cocco, R., "PSRI Fluidization Seminar and Workshop," Particulate Solid Research Inc.(2011).
- Rüdisüli, M., Schildhauer, T. J., Biollaz, S. M. A. and van Ommen, J. R., "Bubble Characterization in a Fluidized Bed with Vertical Tubes," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **51**, 4748-4758(2012).
- Jin, Y., Wei, F. and Wang, Y., "Effect of Internal Tube and Baffles," *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, Ed. By W. C. Yang, Marcel Dekker, New York(2003).