

## 기계적 교반유동층에서 미세입자의 최소유동화속도에 미치는 교반속도와 온도의 영향

배달희 · 류호정<sup>†</sup> · 선도원 · 진경태 · 이동규\* · 최정후\*\*

한국에너지기술연구원 유동층기술연구센터

\*충북대학교 공업화학과

\*\*건국대학교 화학공학과

(2001년 11월 5일 접수, 2002년 1월 10일 채택)

### Effects of Agitation Speed and Temperature on Minimum Fluidization Velocity of Cohesive Particles in a Mechanically Agitated Fluidized Bed

Dal-Hee Bae, Ho-Jung Ryu<sup>†</sup>, Dowon Shun, Gyoung-Tae Jin, Dong-Kyu Lee\* and Jeong-Hoo Choi\*\*

Fluidization Research Center, Korea Institute of Energy Research, Daejeon 305-343, Korea

\*Department of Industrial Chemistry Engineering, Chungbuk National University, Chongju 361-763, Korea

\*\*Department of Chemical Engineering, Konkuk University, Seoul 143-701, Korea

(Received 5 November 2001; accepted 10 January 2002)

#### 요 약

응집성이 있는 Geldart 분류 C 입자계의 최소유동화속도에 미치는 교반속도와 온도의 영향을 고찰하기 위해 층물질로 Bentonite 입자(평균입경  $3.7 \mu\text{m}$ , 입자밀도  $1,681 \text{ kg/m}^3$ )를 사용한 고온교반유동층(내경  $0.05 \text{ m}$ , 높이  $1.31 \text{ m}$ )에서 교반속도(rpm)와 층온도의 변화에 따른 층내압력강하 및 압력요동신호를 측정하여 최소채널링속도 또는 최소유동화속도를 측정 및 고찰하였다. 기계적 교반이 없는 경우에는 채널링이 일어났으며 교반에 의해 미세입자의 유동화가 가능하였다. 측정된 최소채널링속도와 최소유동화속도는 온도가 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내었으며 교반속도가 증가함에 따라 감소한 후 다시 증가하는 경향을 나타내었다. 기존의 최소유동화속도 상관식을 수정하여 본 실험에서 측정된 온도변화에 따른 최소유동화속도의 변화경향을 예측할 수 있는 상관식을 제시하였다.

**Abstract** – To interpret the effects of agitation speed and temperature on the minimum fluidization velocity, bed and distributor pressure drop and pressure fluctuation signal have been measured in a high temperature mechanically agitated fluidized bed( $0.05 \text{ m i.d.}$  and  $1.31 \text{ m high}$ ) using bentonite(mean particle diameter:  $3.7 \mu\text{m}$ , apparent density:  $1,681 \text{ kg/m}^3$ ) as bed material. Fluidization of very fine cohesive powder is possible if mechanical energy is introduced into the bed by agitation. Measured minimum channeling velocity and minimum fluidization velocity increased with increasing bed temperature, however, increased after an initial decrease with increasing agitation speed. The empirical correlation, considering the temperature effect but no effects of agglomerate size and density, on the minimum fluidization velocity of cohesive particles has been proposed on the basis of the experimental data of present study.

**Key words:** Fluidization, Channeling, Cohesive Powder, Minimum Fluidization Velocity

#### 1. 서 론

광촉매, 입자코팅, 과립기, 건조 등 여러 분야의 상용공정에서 응집성이 있는 미세입자를 취급하고 있으며 유동층 형태의 반응기가 고려되고 있으나 Geldart 분류 C 입자계에 속하는 미세입자의 경우에는 유동화 상태를 유지하기 어렵고 미세입자의 입자간 힘(interparticle force)에 의해 응집입자(agglomerate)가 형성되어 개별입자일 경우와는 다른 수력학적 특성을 나타내며, 유동화 기체가 고체층의 한 부분으로 치우쳐 흘

러가는 채널링(channeling) 현상이 발생하여 열 및 물질전달이 현저히 저하되고 유동화 상태를 유지할 수 없는 단점이 있기 때문에 유동화공정의 사용이 제한되고 있는 실정이다[1].

미세입자의 경우 고온에서 기체점도의 변화와 함께 고체표면의 물리적 또는 화학적 성질의 변화에 의해 최소유동화속도의 예측이 어려우며 유속을 높게 유지해도 유동화가 이루어지지 않는 defluidization 현상이 일어난다. 이러한 현상들에 의해 Geldart 분류 C 입자계에 속하는 미세입자의 유동화특성은 Geldart 분류 A, B, D 입자와는 다른 경향을 나타낸다. 하지만 지금까지 최소유동화속도에 대한 여러 변수들의 영향에 대한 보고들은 주로 Geldart 분류 A, B, D 입자계에 대해 발표되어 왔으며 C 입자계의 최소유동화속도에 대한 연구는 주로 유동화상태의 개

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.  
E-mail: hjryu@kier.re.kr

**Table 1. Bed behavior with variations of fluidization index and fluidization quality[7]**

FI	QF	Bed behavior
0.8<FI<1	0.7<QF<1	-Homogeneous fluidization of individual particles
FI<<1	0.8<QF<1	-Fluidization of agglomerates
		-Measured $U_{mf}$ much higher than calculated value
		-At low velocity, channeling may occur
Very small	Very small	-Not fluidizable due to channeling or slugging
		-Pressure profiles are random
		-Bed is not expanding

선방법에 대한 개략적인 소개나 응집입자의 크기에 관한 연구[2-5]들이 집중적으로 이루어져 왔다. 미세입자의 흐름특성에 영향을 미치는 주된 인자는 수력학적 힘(hydrodynamic force) 보다는 입자간의 힘이며 이러한 입자간의 힘을 예측하고 해석하는데는 많은 어려움이 따른다[6]. 일반적으로 미세입자의 입자간의 힘은 주로 반데르발스 힘, 정전기, 모세관 힘(capillary force), 입자표면이 젖어있거나 끈적거리는 상태, 불규칙한 입자모양 등에 의해 야기되는 것으로 보고되고 있다[1]. 이러한 입자간의 힘에 의해 미세입자의 경우 단순히 입자크기에 의해 예측된 최소 유동화속도 정도의 유량으로는 유동화가 어려우며 매우 높은 유속에서 유동화가 이루어지거나 채널(channel) 또는 슬러그가 형성되어 유동화가 어려워지기도 한다. Nezzal 등[7]은 미세입자의 유동화상태를 구분하기 위해 FI(fluidization index)와 QF(fluidization quality)를 다음의 식 (1)과 (2)와 같이 정의하였으며 FI와 QF에 따라 유동화상태를 Table 1과 같이 세 가지로 구분하였다.

$$FI = \frac{U_{mf} \text{ computed from mean particle diameter}}{\text{measured } U_{mf}} \quad (1)$$

$$QF = \frac{\text{bed pressure drop}}{\text{bed weight per unit surface}} \quad (2)$$

플러그 또는 채널의 형성 없이 원활하게 유동화를 이루기 위해 지금까지 여러 가지 방법이 제안되어왔으며 Table 2에 요약되어 있다. Nezzal 등[8], Kuipers 등[9], Park 등[10], Tsujimoto 등[11]은 유동층 내부에 기계적으로 회전하는 교반기를 장치하여 교반날에 의한 강제교반으로 미세입자를 유동화시켰으며, Marco 등[12], Noda 등[13], Mawatari 등[14], Wank 등[15]은 유동층에 기계적인 진동을 가하는 방법을, Morse[16], Nowak과 Hasatani[17], Leu와 Huang[1]은 음파에 의한 진동을 가하는 방법을, Dutta와 Dullea[18], Lauga 등[19], Chirone 등[20, 21], Nowak 등[22], Li 등[13], Wang[24], Brooks와 Fitzgerald[25], Kato 등[26], Zhou와 Li[5]는 미세입자가 충전된 유동층에 입도가 다른 입자를 첨가하는 방법을 사용하였다. 또한 Park 등[27]은 분산판에 주입되는 기체주입구의 형상과 방향을 변화시켜 와류에 의해 채널의 형성을 줄이는 방법을 사용하기도 하였다.

미세입자의 최소유동화속도에 미치는 온도의 영향에 대한 결과로 Chaouki 등[2]의 보고에서 140℃에서 측정 한 최소유동화속도가 100℃에서 측정 한 값에 비해 크게 나타났으나 온도변화 범위가 좁고 실험자료가 제한적이다. 미세입자의 최소유동화속도에 미치는 교반속도의 영향에 대해 Park 등[10]은 교반속도가 증가함에 따라 최소유동화속도가 감소한 후 다시 증가하는 경향을 나타내는 것으로 보고하였으며 Nezzal 등[8]도 100 rpm 이상에서는 교반속도가 증가해도 유동화 상태가 개선되지 않는 것으로 보고하였다. 하지만 그들의 보고에서는 실험결과에 대한 명확한 설명이 부족하였다.

기존의 연구들을 종합적으로 고려하면 대부분의 연구들이 상온에서 수행되어 미세입자의 유동화특성에 미치는 온도의 영향에 대한 실험자료가 부족한 실정이며 기계적인 교반기를 사용한 경우에 교반속도의 영

**Table 2. Summary of previous studies on fluidization methods of cohesive particles**

Fluidization methods	Authors
Mechanical agitation	Nezzal et al.[8] Kuipers et al.[9] Park et al.[10] Tsujimoto et al.[11]
Mechanical vibration	Marco et al.[12] Noda et al.[13] Mawatari et al.[14] Wank et al.[15]
Acoustic vibration	Morse[16] Nowak and Hasatani[17] Leu and Huang[1]
Addition of fluidization aid	Dutta and Dullea[18] Lauga et al.[19] Chirone et al.[20, 21] Nowak et al.[22] Li et al.[23] Wang[24] Brooks and Fitzgerald[25] Kato et al.[26] Zhou and Li[5]
Adjust bed geometry	Park et al.[27]

향에 대한 추가적인 실험자료와 함께 명확한 해석이 필요한 실정이다.

본 연구에서는 Geldart 분류 C 입자계의 유동화특성에 미치는 교반속도와 온도의 영향을 살펴보기 위해 기계적 교반기가 설치된 고온유동층을 이용하여 교반속도를 0-60 rpm, 온도를 25-800℃까지 변화시키면서 층 및 분산판의 압력강하를 측정하였다.

## 2. 실험

Fig. 1은 본 실험에 사용된 고온교반유동층을 나타내고 있다. 유동층은 내경 0.05 m, 두께 0.003 m의 스테인레스 스틸(SUS 310)로 제작하였으며, 높이 0.165 m, 0.695 m, 0.445 m의 단관을 플랜지로 연결하여 총 높이 1.305 m가 되도록 하였다. 유동화 기체는 가스미터로 보정된 질량유량계(MFC)를 통해 plenum에 위치한 수평관(0.013 m I.D.)으로 주입하였다. 기체분배기(distributor)는 직경 0.5 mm의 구멍이 사각피치로 12개 뚫려있는 다공판(perforated plate)을 사용하였으며 입자의 통과를 방지하기 위해 체(ASM 200 mesh)를 깔았다. 기체출구에서 배출된 기체는 필터를 거쳐서 대기로 배출되었다. 유동층 내부의 교반을 위해 기계적 교반기(mechanical agitator)를 설치하였다. 교반을 위한 모터는 1/4마력, 삼상모터로 10:1의 감속기를 사용하였다. 교반날의 형태는 Fig. 2에 나타내었으며 분산판으로부터 높이 0.03, 0.08, 0.13, 0.18, 0.23 m 높이에 총 5개를 설치하였으며 층 벽과의 간격은 3 mm 이내로 설치하였다. 교반기의 회전속도(rpm)는 tachometer에 의해 측정되었으며 rpm

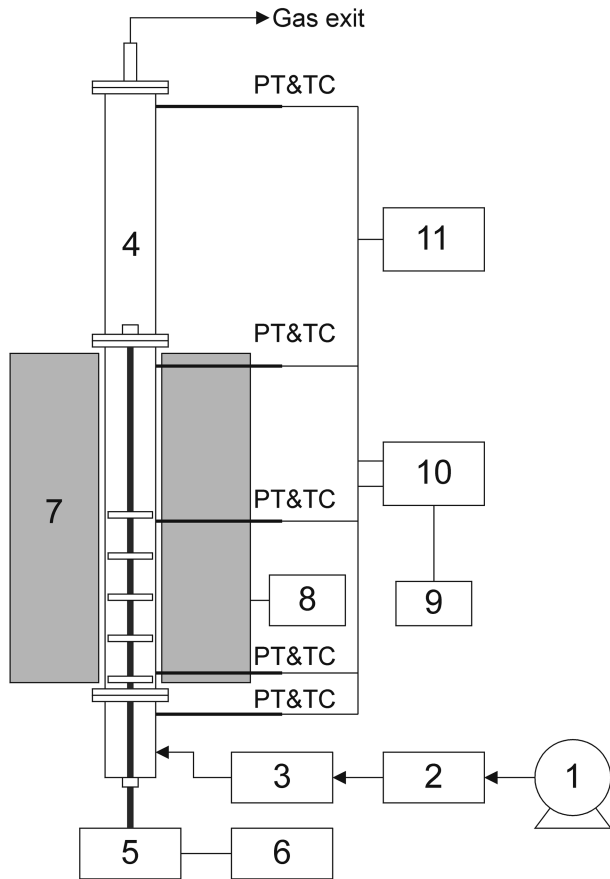


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

- |                               |                                     |
|-------------------------------|-------------------------------------|
| 1. Air compressor             | 7. Electric heater                  |
| 2. Mass flow controller       | 8. Heater controller                |
| 3. Preheater                  | 9. Differential pressure transducer |
| 4. Fluidized bed              | 10. Personal computer               |
| 5. Variable speed motor       | 11. Temperature indicator           |
| 6. rpm controller & indicator |                                     |

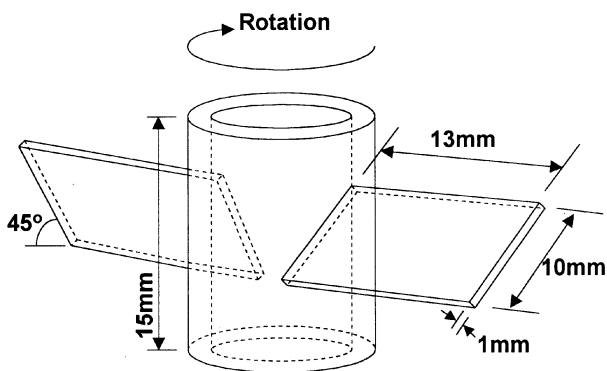


Fig. 2. Detailed dimensions of blade.

controller와 indicator로 조절 및 측정하였다. 층 가열장치는 용량 4.5 kW의 원통형 매몰히터를 사용하였으며 K-type 열전대와 heater controller에 의해 조절하였다. 유동층 내부의 온도와 압력은 분산판으로부터 -0.045, 0.045, 0.315, 0.635, 1.04 m에 설치한 열전대와 압력탭을 이용하여 측정하였다. 분산판의 압력강하는 분산판 하부 -0.045 m와 분산판 상부 0.045 m에 위치한 압력탭을 물마노미터와 연결하여 측정하였으며 층의

압력강하는 분산판으로부터 0.045 m와 0.64 m에 위치한 압력탭을 물마노미터 및 차압형 압력변환기(Validyne, Model P24D)를 이용하여 측정하였다. 차압형 압력변환기에 의해 측정된 압력요동신호는 전압(-5~+5V)-시간 신호로 바뀌어 자료수집계(data acquisition system, Real Time Devices Inc., Model AD2110)를 거쳐서 PC에 저장하였다. 각 실험조건에서 압력신호는 초당 100개의 신호(100 Hz)를 100초간 측정하였다.

실험에 사용한 입자는 공업용 벤토나이트(bentonite) 입자로서, 평균 입경 3.7  $\mu\text{m}$ , 입자밀도 1,681  $\text{kg/m}^3$ 으로 Geldart 분류 C 입자계에 속하였다.

미세입자의 최소유동화속도를 측정하기 위해 고정층 높이 0.2 m로 입자를 채우고 유동층의 온도와 교반속도를 원하는 조건으로 유지하면서 층의 압력요동이 규칙적인 경향을 보일 때를 정상상태로 간주하여 물마노미터와 차압형 압력변환기를 이용하여 분산판과 층의 압력강하를 측정하였다. 채널의 형성 여부를 확인하고 이력현상(hysteresis)을 관찰하기 위해 유동화속도를 증가시키는 경우와 감소시키는 경우를 모두 실험하였다. 실험변수로는 교반속도 (0, 15, 30, 45, 60 rpm)와 온도(25, 245, 400, 600, 800  $^{\circ}\text{C}$ )를 고려하였다.

### 3. 결과 및 고찰

#### 3-1. 최소채널링속도

Fig. 3은 25  $^{\circ}\text{C}$ 에서 교반기를 작동시키지 않은 상태에서 유속을 증가시키는 경우와 감소시키는 경우에 유속변화에 따른 층과 분산판의 압력강하 변화를 나타내고 있다. 그림에 나타난 바와 같이 유속이 증가함에 따라 분산판과 층의 압력강하가 계속적으로 증가한 후 임의 유속에 도달하면 층의 압력강하가 급격히 감소하는 경향을 나타내었다. 이와

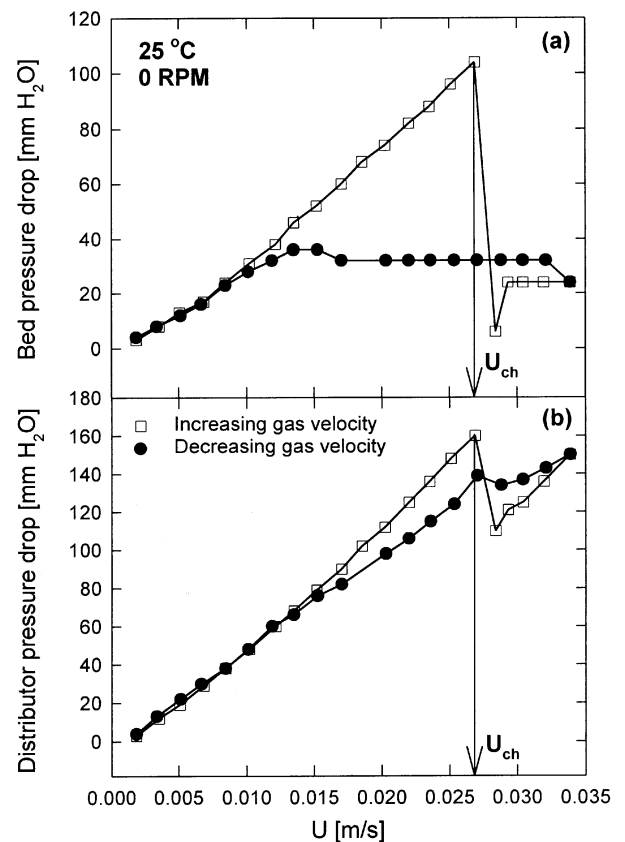


Fig. 3. Bed and distributor pressure drop versus gas velocity (without mechanical agitation).

같은 경향은 층이 유동화상태에 도달하였다기 보다는 고체층에 채널이 형성되어 주입된 기체의 대부분이 채널을 통해 통과하기 때문에 압력강하가 급격히 감소하는 것으로 사료되었다. 실제 실험에서 시간변화에 따른 압력요동신호의 변화를 관찰하면 일정유속에서 초기에는 일정한 압력강하 값을 나타내다가 어느 순간부터 압력이 급격히 감소하는 현상을 나타내었다. 이와 같은 현상은 상부로 고체층을 밀어올리던 기체가 임의 순간부터 고체층을 뚫고 층내의 한 부분으로 치우쳐 흐르는 채널링이 발생하기 때문으로 사료되었다. 이와 같이 교반기를 작동하지 않을 때 채널링이 발생하는 것을 확인하기 위해 투명한 아크릴로 제작된 직경 0.1 m의 상온유동층에서 같은 입자를 사용하여 시각적으로 관찰하였으며 채널링의 발생을 확인할 수 있었다. 본 연구에서는 교반기를 작동시키지 않을 때 층의 압력강하가 최대값을 나타내는 유속을 채널링이 시작되는 유속으로 간주하여 최소채널링속도( $U_{ch}$ )로 정의하였다. 본 연구에서 교반을 하지 않은 경우에는 모든 온도에서 이와 같은 채널링 현상이 일어났다.

Fig. 3(a)와 (b)를 비교하면 Fig. 3(b)에 나타난 분산판 압력강하값은 최소채널링속도 부근에서 변화가 비교적 적은 반면 층압력강하의 경우에는 0 가까이 감소하는 것으로 미루어 채널링이 발생하는 것을 분명하게 나타내는 것으로 사료되었다. 한편 채널이 형성된 후 유속을 감소시키는 경우에 층의 압력강하는 Fig. 3(a)에 나타난 바와 같이 채널이 형성되기 전의 압력강하 값으로 회복되지 못하고 비교적 낮은 값을 유지하다가 유속이 계속적으로 감소하면 마찰손실(friction loss)의 감소에 의해 감소하는 경향을 나타내었다.

### 3-2. 최소유동화속도

Fig. 4는 층온도 25 °C, 교반속도 60 rpm에서 유속을 증가시키는 경우와 감소시키는 경우에 유속변화에 따른 층과 분산판의 압력강하 변화를 나타내고 있다. 그림에 나타난 바와 같이 유속이 증가함에 따라 층의 압력강하가 계속적으로 증가한 후 임의 유속에 도달하면 층의 압력강하가 다소 감소한 후 일정한 값을 나타내는 일반적인 경향을 나타내었다. 기존의 방법들과 마찬가지로 본 연구에서는 층의 압력강하가 최대값을 나타내는 유속을 최소유동화속도로 결정하였다. 한편, 유속을 감소시키는 경우에는 이력현상에 의해 유속을 증가시키는 경우와 같이, 층 압력강하가 최대값을 나타내지는 않았으며 유속을 증가시키는 경우에 측정된 최소유동화속도 값보다 낮은 유속에서부터 유속이 감소함에 따라 층의 압력강하가 감소하는 일반적인 경향을 나타내었다. 또한 Fig. 4(a)와 Fig. 3(a)를 비교하면, Fig. 4(a)에 표시된 최소유동화속도 이후의 압력강하 감소는 Fig. 3(a)에 나타난 최소채널링속도 이후의 압력강하 감소에 비해 매우 작다는 것을 알 수 있었으며 이와 같은 경향은 채널링과 유동화를 구분하는 길잡이가 될 수 있을 것으로 사료되었다.

### 3-3. 교반속도와 온도의 영향

Fig. 5는 25 °C에서 교반속도의 변화에 따른 최소유동화속도의 변화를 나타내고 있다. 그림에서 최소유동화속도는 유속을 증가시키면서 측정된 경우에 결정된 값을 나타내고 있으며 0 rpm의 경우에는 최소채널링속도를 표시하였다. 그림에 나타난 바와 같이 같은 온도에서 교반속도가 증가함에 따라 최소유동화속도가 감소하여 최소값을 나타낸 후 다시 증가하는 경향을 나타내었다. 이와 같은 경향은 Park 등[10], Nezzal 등[8]의 보고와 유사하다. Park 등[10]은 직경 0.1 m의 유동층 granulator를 이용하여 탈황제(ZnO 1.5 mole+TiO<sub>2</sub> 1.0 mole+bentonite 5.0 wt%)를 성형시키는 실험에서 교반속도 변화에 따른 층압력강하 변화를 측정하였다. 그들이 사용한 ZnO, TiO<sub>2</sub>, bentonite의 평균입경은 각각 1.3, 0.3, 3.9  $\mu\text{m}$ 이며 Geldart 분류 C 입자계에 속하는 입자들이었다. 그들의 실험결과에서도 교반속도가 증가함에 따라 최소유동화속도가 감소한 후 다시 증가하는 경향을 나타내었다. 또한 Nezzal 등[8]도 100 rpm 이상

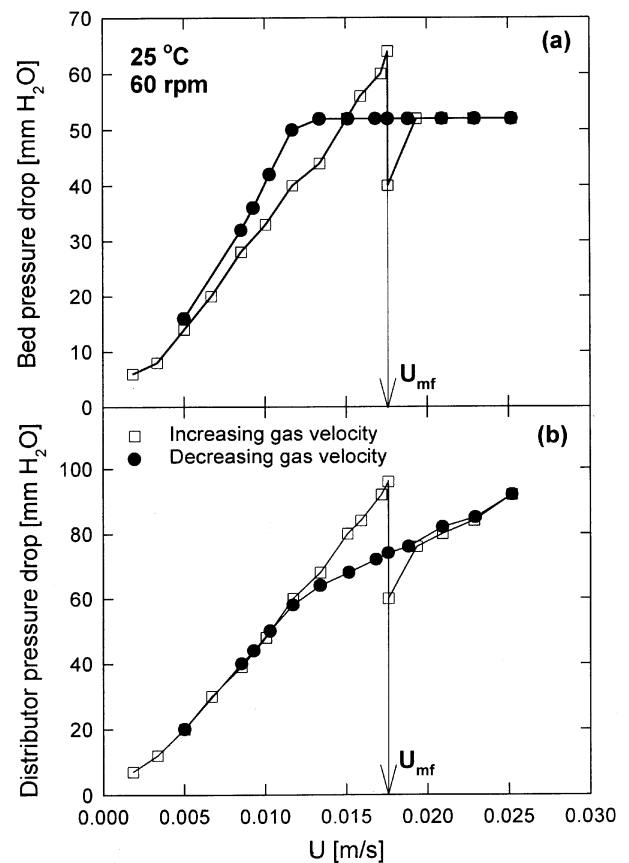


Fig. 4. Bed and distributor pressure drop versus gas velocity(at 60 rpm).

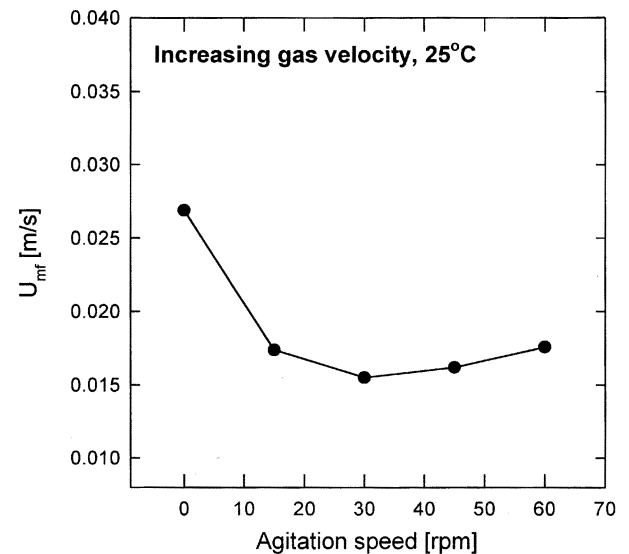


Fig. 5. Minimum fluidization velocity versus agitation speed.

에서는 교반속도가 증가해도 유동화 상태가 개선되지 않는 것으로 보고하였다. 이와 같은 경향은 교반속도가 낮은 경우에는 교반에 의한 운동량이 입자간의 힘을 감소시키고 채널을 없애주는 역할을 하지만 교반속도가 높은 경우에는 교반에 의한 운동량이 고체에 가해지는 선운동량을 증가시키고 고체가 층벽에 부딪혀 non-slip condition으로 변화하여 유동화가 더 힘들어 지기 때문으로 사료되었다. 결과적으로 낮은

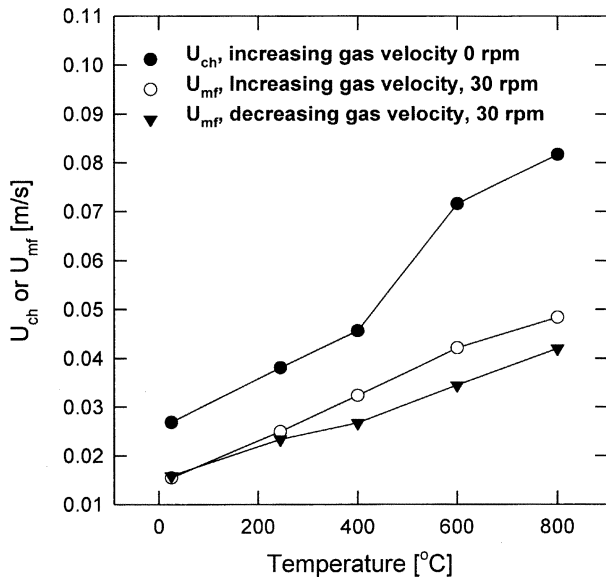


Fig. 6. Minimum channeling velocity or minimum fluidization velocity versus temperature.

유속에서 층을 유동화시킬 수 있는 최적의 교반속도가 존재하며 교반속도를 계속적으로 증가시킬 경우에는 교반동력소모가 증가하고 층을 유동화시키기 위한 송풍동력도 증가하므로 바람직하지 않은 것으로 사료되었다.

Fig. 6은 0, 30 rpm에서 온도변화에 따른 최소채널링속도 및 최소유동화속도의 변화를 나타내고 있다. 그림에 나타난 바와 같이 최소채널링속도와 최소유동화속도 모두 온도가 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내었다. 이와 같은 경향은 Geldart 분류 C 입자재와 같은 응집성이 있는 미세입자의 경우 기체점도 보다는 기체점도가 입자간의 힘에 더 큰 영향을 미치며[6], 온도가 증가함에 따라 기체점도가 증가하여 입자간의 힘이 증가하므로 최소채널링속도와 최소유동화속도가 증가하는 것으로 사료되었다. 한편, 최소채널링속도와 최소유동화속도를 비교하면 최소유동화속도가 최소채널링속도에 비해 작게 나타났으며 이와 같은 경향으로 미루어 기계적인 교반에 의해 고체입자에 운동량을 가해주어 입자간의 힘을 감소시키고 채널의 형성을 방지하면 유동화 상태를 이루는 것이 더욱 용이해지는 것으로 사료되었다.

Fig. 7은 본 실험에서 측정된 최소유동화속도와 최소유동화상태의 층압력강하 값을 이용하여 Nezzal 등[7]이 제안한 FI와 QF 값을 계산한 결과를 나타내고 있다. FI와 QF를 계산하는 방법은 식 (1)과 (2)에 나타나 있다. Fig. 7(a)에 나타난 바와 같이 25 °C에서 교반을 하지 않은 경우(0 rpm)에 QF, FI 값은 1보다 작은 값을 나타내었으며 Nezzal 등[7]의 보고에 나타난 바와 같이 채널링 또는 슬러킹에 의해 유동화를 이루기 어려운 것으로 사료되었다. Fig. 7(a)와 (b)에는 상온에서 교반을 한 경우(15-60 rpm)와 교반속도 30 rpm에서 온도를 변화시켰을 때의 FI 값과 QF 값의 변화도 함께 나타내고 있다. FI 값의 경우 측정된 최소유동화속도 값이 평균입경을 기준으로 계산된 최소유동화속도 값에 비해 매우 크기 때문에 FI값이 1보다 작게 나타났으며 QF 값의 경우 기계적인 교반을 가하면 Fig. 2에 나타난 교반날의 회전으로 인해 고체입자가 상부로 올려지는 힘이 작용하기 때문에 최소유동화상태를 이루기 위한 층의 압력강하가 감소하여 채널의 형성없이 유동화가 이루어져도 QF 값이 1보다 작게 나타났다.

### 3.4. 기존 상관식과의 비교

Fig. 8은 교반속도 30 rpm에서 온도변화에 따라 측정된 최소유동화속

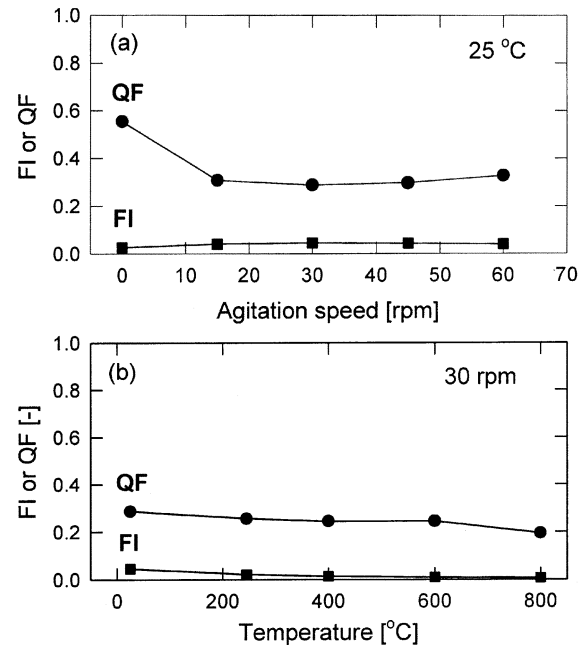


Fig. 7. Fluidization index and fluidization quality with temperature and agitation speed.

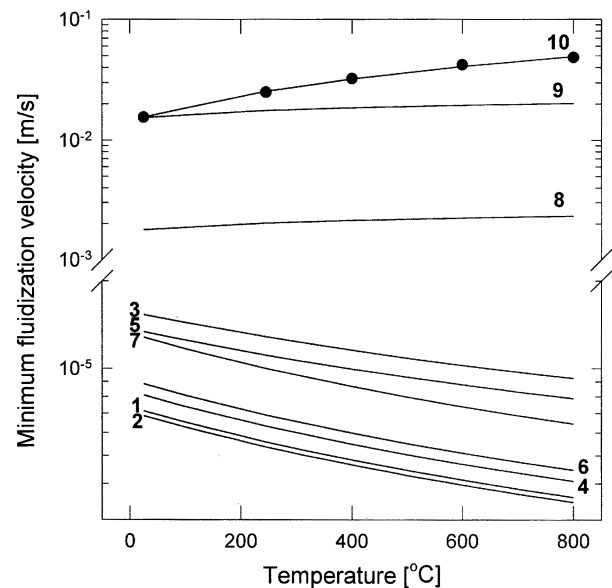


Fig. 8. Comparison between measured minimum fluidization velocity and calculated values.

Symbols: measured values, Lines: calculated values

1: Ergun[29], 2: Wen and Yu[30], 3: Baeyens and Geldart[31], 4: Goroshko et al.[32], 5: Leva[33], 6: Davies and Richardson[34], 7: Saxena and Vogel[35], 8: Riba et al.[36], 9: revision of Riba et al.[36] correlation, 10: present correlation-Eq. (3).

도와 기존 상관식에 의해 예측된 값을 비교하여 나타내고 있으며 Table 3은 Fig. 8에서 비교된 기존 상관식들을 요약하여 나타내고 있다. 최소유동화속도를 예측하기 위한 상관식은 여러 가지가 있으나 식의 형태가 서로 비슷하고 상관식에 고려한 변수들이 유사한 식들이 많으므로[28] 본 연구에서는 대표적으로 Table 3에 나타난 8개의 상관식을 고려하였

Table 3. Minimum fluidization velocity correlations[in SI unit]

Author	Correlation
Ergun[29]	$\frac{1.75 \left( \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s} + \frac{150 (1 - \epsilon_{mf}) \left( \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2}$
Wen and Yu[30]	$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} (\sqrt{1135.7 + 0.048 Ar} - 33.7)$
Baeyens and Geldart[31]	$Ar = 1823 Re_{mf}^{1.07} + 21.27 Re_{mf}^2$
Goroshko et al.[32]	$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left( \frac{Ar}{1400 + 5.2 \sqrt{Ar}} \right)$
Leva[33]	$U_{mf} = \frac{7.169 \times 10^{-4} d_p^{1.82} (\rho_p - \rho_g)^{0.94} g}{\rho_g^{0.006} \mu^{0.88}}$
Davies and Richardson[34]	$U_{mf} = \frac{7.8 \times 10^{-4} d_p^2 (\rho_p - \rho_g) g}{\mu}$
Saxena and Vogel[35]	$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} (\sqrt{25.28^2 + 0.057 Ar} - 25.28)$
Riba et al.[36]	$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left[ 0.0154 \left( \frac{d_p^3 \rho_g^2 g}{\mu^2} \right)^{0.66} \left( \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.7} \right]$

다. 그림에서, 측정된 최소유동화속도는 유속을 증가시켜가면서 측정된 압력강하값에 의해 결정된 최소유동화속도를 의미한다. 그림에서 1부터 8까지로 표시한 선들은 본 실험에 사용한 입자의 크기(3.7  $\mu\text{m}$ )와 밀도(1,681  $\text{kg/m}^3$ )를 대입하여 계산한 결과이며 대부분의 상관식이 측정값에 비해 매우 작은 값을 예측하였다. 이와 같은 경향은 기존 상관식들이 Geldart 분류 A, B 또는 D 입자계에 속하는 입자들의 실험결과를 이용하여 제시된 상관식이기 때문에 응집입자를 형성하는 미세입자(Geldart 분류 C 입자계)의 경우 단순히 입자크기와 입자밀도를 대입하여 최소유동화속도를 계산하는 것은 실제값과 큰 차이를 나타낼 수 있다는 것을 나타낸다.

응집입자의 최소유동화속도에 미치는 온도의 영향을 고려하면 1년부터 7년까지로 표시된 상관식들이 온도가 증가함에 따라 최소유동화속도가 감소하는 것으로 예측하였다. 이와 같은 경향은 온도증가에 따른 응집입자의 크기와 밀도의 변화를 고려하지 않은 상태에서 단순히 기체물성의 변화만을 고려하여 계산하였기 때문으로 사료되었다. 따라서 기존 상관식을 이용하여 온도변화에 따른 응집입자의 최소유동화속도를 예측하기 위해서는 온도변화에 따른 응집입자의 크기와 밀도에 대한 자료가 추가적으로 필요하다. 한편, 기존 상관식들 중에서 8번으로 표시된 Riba 등[36]의 상관식은 온도가 증가함에 따라 최소유동화속도가 증가하는 것으로 예측되었다.

측정된 최소유동화속도 값과 기존 상관식에 의해 계산된 값의 차이를 줄이는 방법으로 미세입자의 유동화에 의해 형성된 응집입자의 크기와 밀도를 측정하여 기존의 최소유동화속도 상관식에 대입하는 방법이 고려될 수 있다. 응집입자의 크기는 일정한 유속에서 미세입자를 유동화시킨 후 입자를 꺼내 전자주사현미경(SEM)에 의해 개별 입자의 크기를 측정하는 방법[4, 5, 37]과 video camera를 사용하여 유동중인 응집입자를 촬영하여 결정하는 방법[5]이 사용되어 왔다. 하지만 전자주사현미경을 이용하는 방법은 응집입자의 형태가 완전한 구형이 아닌 경우에는 오차가 발생하며, 응집입자의 크기가 유속의 영향을 받기 때문에[4] 유속을 줄이고 입자를 꺼내는 과정에서 오차가 발생할 수 있다. 또한 video camera를 이용하는 방법은 상온유동층에서 투명한 재질의 유동층을 사용하는 경우에는 측정 가능하지만 본 연구에서와 같은 고온조

건에서는 유동층 재질의 한계로 인해 측정이 어렵다. 한편 응집입자의 밀도를 측정하는 방법으로 Zhou와 Li[5]는 투명한 유동층에서 입자를 유동시킨 후 비산유출시켜 부피를 알고있는 유리용기에 넣은 후 무게를 측정하고 현미경으로 응집입자의 크기와 개수를 측정하여 밀도를 계산하였으나 비산유출 과정에서 분쇄에 의해 응집입자의 크기가 변화하므로 정확한 밀도측정이 어려우며 고온조건에서는 측정이 어렵다. 이와 같은 실험상의 어려움으로 인해 응집입자의 크기와 밀도를 예측하기 위한 상관식이 제시되어 왔으며 이러한 상관식에 의해 응집입자의 크기와 밀도를 계산하여 최소유동화속도 상관식에 대입하는 방법도 고려될 수 있다. Table 4는 응집입자의 크기를 예측하기 위한 기존의 상관식을 요약하여 나타내고 있다. 표에 나타난 바와 같이 응집입자의 크기는 기포크기 또는 최소유동화속도의 함수로 표현되었으며, 기포크기를 계산하기 위해서는 기체유속과 최소유동화속도 값이 필요하므로 본 연구에서와 같이 응집입자의 크기를 계산하여 최소유동화속도 상관식에 대입하기 위한 목적으로는 사용할 수 없다. 한편 응집입자의 밀도를 계산하기 위해 Kusakabe 등[37], Nezzal 등[8], Iwadata와 Horio[4]는 측정된 응집입자의 크기와 최소유동화속도 값을 기존의 최소유동화속도 상관식에 대입하여 응집입자의 밀도를 계산하는 방법을 사용하였으나 이 방법도 응집입자의 밀도를 계산하여 최소유동화속도 상관식에 대입하기 위한 목적으로는 사용할 수 없다.

Knowlton[38]은 최소유동화속도에 대한 기존의 상관식들이 온도변화에 따른 최소유동화속도의 변화경향은 나타낼 수 있더라도 측정값과는 차이가 생길 수 있으며 이러한 경우에 상관식의 정확도를 개선하기 위해 상온조건에서 측정된 최소유동화속도 값을 상관식에 대입하여 유효입자 크기(effective particle size)를 역으로 계산하고, 이 값을 최소유동화속도 상관식에 대입하여 고온에서의 최소유동화속도를 계산할 것을 권장하였다. 본 연구에서도 기존의 최소유동화속도 상관식에 상온에서 측정된 최소유동화속도 값을 대입하여 유효 응집입자크기(effective agglomerate size)를 역으로 계산하고 이 값을 상관식에 대입하여 온도변화에 따른 최소유동화속도 값을 계산해보았다. 유효 응집입자크기의 계산에는 본 연구의 실험결과와 마찬가지로 온도가 증가함에 따라 최소유동화속도가 증가하는 경향을 나타낸 Riba 등[36]의 상관식을 사용하였다. Fig. 8

Table 4. Correlations on the agglomerate diameter [in SI unit]

Authors	Equations
Morooka] et al.[3]	$d_a = \frac{\frac{h_w(1-\epsilon_a)}{32\pi\delta d_p \epsilon_a} - 3\mu U_{mf,a}}{\frac{\rho_a U_{mf,a}^2}{12}}$
Iwadata and Horio[4]	$d_a = \frac{n_k m_f H_a (1-\epsilon_a)}{12\pi\delta^2 D_b \rho_a g(-P_s)}$ $n_k = 1.61\epsilon^{-1.48} (\epsilon < 0.82)$ $\frac{D_b - D_{bm}}{D_{bo} - D_{bm}} = \exp\left(-0.3 \frac{L_c}{D_t}\right)$
Zhou and Li[5]	$(\rho_a - \rho_g)gd_a^2 - \left[0.33\rho_g U_g^2 \epsilon^{-4.8} + \frac{0.996(\pi V_g^6 \rho_a^3)}{\pi k}\right]^{1/5} d_a + \frac{H_a}{4\pi\delta^2} = 0$ $H_a = H_{a,v=0} + H_{a,v>0} = \frac{3}{4}BT\left(\frac{\epsilon_1 - \epsilon_0}{\epsilon_1 + \epsilon_0}\right) + \frac{3h\nu_e(N_1^2 - n_0^2)^2}{16\sqrt{2}(N_1^2 + n_0^2)^{3/2}}$ $n = \sqrt{\frac{8}{9\pi^2(k_1 + k_2)^2 d_{a1} + d_{a2}}}$ $k = \frac{1-v^2}{\pi E}$ $V = (1.5\overline{P}_{s,n} D_b g \epsilon)^{1/2}$ $D_b = 0.652[A_t(U - U_{mf})]^{2/5}$

의 9번으로 표시된 선은 상온에서 측정된 최소유동화속도 값을 Table 3에 나타난 Riba 등[36]의 상관식에 대입하여 유효 응집입자크기를 계산하고, 이 값을 Riba 등[36]의 상관식에 대입하여 온도변화에 따른 기체밀도와 기체점도의 변화를 고려했을 때에 계산된 값들을 나타내고 있다. 그림에 나타난 바와 같이 고온조건에서는 측정값과 차이를 보였으며 이와 같은 경향은 응집입자의 경우 온도가 변화할 때 기체물성 뿐만 아니라 응집입자의 크기와 밀도가 함께 변화하기 때문으로 사료되었다.

고온조건에서 응집입자의 최소유동화속도를 정확히 예측하기 위해서는 각 온도에서 응집입자의 크기와 밀도에 대한 자료가 필요하지만 실제 공정에서 이러한 값들을 측정하기는 매우 어려운 실정이다. 따라서 본 연구에서는 상온에서 측정된 최소유동화속도 값을 이용하여 고온에서의 최소유동화속도를 예측할 수 있는 상관식을 제시하고자 하였다. 이를 위해 기존 상관식들 중에서 온도가 증가함에 따라 최소유동화속도가 증가하는 것으로 예측되는 Riba 등[36]의 상관식 형태를 기본으로 하여 비선형 회귀분석을 통해 본 연구의 실험결과를 만족시키는 상관식을 다음의 식 (3)과 같이 제시하였다. 고온조건에서의 최소유동화속도를 계산하기 위해서는 먼저 상온조건에서 측정된 최소유동화속도 값을 식 (3)에 대입하여 유효 응집입자크기를 역으로 계산하고, 이 값과 각 온도에서의 기체밀도와 기체점도 값을 대입하여 온도변화에 따른 응집입자의 최소유동화속도 변화경향을 계산할 수 있다. 본 연구에서 식 (3)에 상온조건에서 측정된 최소유동화속도를 대입하여 역산한 유효 응집입자크기는  $84 \mu\text{m}$ 이며 이 값을 식 (3)에 대입하여 온도변화에 따라 계

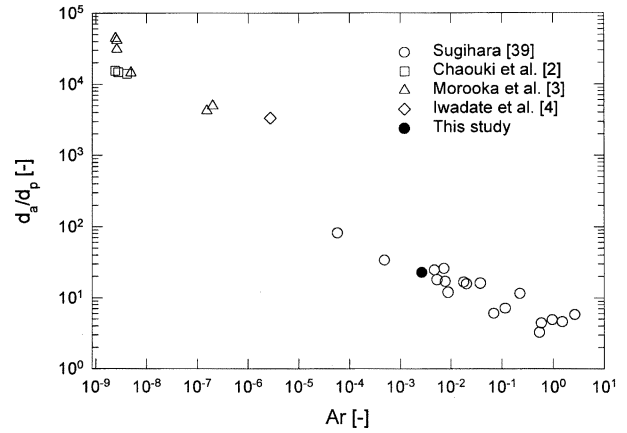


Fig. 9. The ratio of agglomerate diameter to particle diameter versus particle Archimedes number.

산한 최소유동화속도의 변화경향은 Fig. 8에 10번 선으로 표시되어있다.

$$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_{a,eff}} \left[ 2.895 \times 10^{-3} \left( \frac{d_{a,eff}^3 \rho_g^2}{\mu^2} \right) \left( \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.686} \right]^{1/2} (r^2=0.996) \quad (3)$$

본 상관식에 의해 상온조건에서 계산된 응집입자 크기가 적절한 범위의 값인지 확인하기 위하여 기존 보고에 나타난 응집입자 크기와 비교해 보았으며 Fig. 9에 나타내었다. 그림에서 아르키메데스 수는 응집입자 크기가 아닌 입자크기를 기준으로 계산된 값을 의미한다. 그림에 나타난 바와 같이 아르키메데스 수가 증가함에 따라 응집입자크기와 입자크기의 비( $d_a/d_p$ )가 감소하는 경향을 나타냈다. 본 연구에서 상관식 (3)에 의해 계산된 상온조건에서의 유효 응집입자크기와 입자크기의 비( $d_{a,eff}/d_p$ )는 기존 보고들에 나타난 값들과 유사한 범위의 값을 나타냈으며, 상관식 (3)에 측정된 최소유동화속도 값을 대입하여 유효 응집입자크기를 계산하는 방법이 비교적 신뢰성이 있는 방법임을 알 수 있었다. 한편 최소유동화속도에 미치는 온도영향과 관련하여, 본 연구에서 제시된 방법은 상온에서 측정된 최소유동화속도 값을 기준으로 온도변화에 따른 증가경향을 예측하기 때문에 다른 방법에 비해 보다 합리적으로 고온조건에서 응집입자의 최소유동화속도를 예측할 수 있을 것으로 사료되었다. 하지만 실제적으로는 응집입자의 크기와 밀도에 대한 유속, 온도, 입자특성의 영향에 대한 추가적인 연구와 함께 이 값들을 정확하게 측정 및 예측할 수 있는 기법의 개발이 필요하며 이를 바탕으로 응집입자의 최소유동화속도에 미치는 온도의 영향에 대한 보다 세밀한 해석이 필요하다.

#### 4. 결 론

본 연구의 실험범위에서 얻어진 결론을 요약하면 다음과 같다.

- (1) Geldart 분류 C 입자계에 속하는 벤토나이트 입자의 경우 기계적인 교반이 없는 경우에는 채널링이 일어나 유동화상태를 유지하기 어려웠으며 기계적 교반에 의해 유동화가 가능하였다.
- (2) 최소채널링속도와 최소유동화속도는 온도가 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내었으며 교반속도가 증가함에 따라 감소한 후 다시 증가하는 경향을 나타내었다.
- (3) 기존의 최소유동화속도 상관식을 수정하여 본 실험에서 측정된 온도변화에 따른 최소유동화속도의 변화경향을 예측할 수 있는 상관식을 제시하였다.

## 사용기호

Ar	: Archimedes number, $\rho_s(\rho_p - \rho_g)gd_p^3/\mu^2$ [-]
$A_t$	: cross-sectional area of bed [ $m^2$ ]
B	: Boltzmann's constant [J/K]
$d_a$	: agglomerate diameter [m]
$d_{a,eff}$	: effective agglomerate diameter [m]
$D_b$	: bubble diameter [m]
$D_{b0}$	: initial formation bubble diameter [m]
$D_{bm}$	: maximum attainable bubble diameter [m]
$d_p$	: particle diameter [mm]
$D_t$	: column diameter [m]
g	: gravitational acceleration [ $m/s^2$ ]
h	: Planck's constant [Js]
$H_a$	: Hamaker constant [J]
$h_w$	: Lifshitz-van der Waals constant [J]
k	: function of Poisson's ratio and Young's modulus of agglomerate i [ $Pa^{-1}$ ]
$L_c$	: settled bed height [m]
$N_1$	: index of refraction of particle
$n_k$	: coordination number [-]
$n_{k,mf}$	: coordination number of agglomerates at minimum fluidization condition [-]
$P_s$	: particle pressure [Pa]
$\bar{P}_{s,n}$	: dimensionless average particle pressure of non-sticky system [-]
$r^2$	: correlation coefficient [-]
$Re_{mf}$	: Reynolds number at minimum fluidization velocity, $d_p U_{mf} \rho_g / \mu$ [-]
T	: temperature [K]
U	: superficial gas velocity [m/s]
$U_{ch}$	: minimum channeling velocity [m/s]
$U_{mf}$	: minimum fluidization velocity [m/s]
$U_{mf,a}$	: minimum fluidization velocity of bed of agglomerates [m/s]
V	: relative velocity of agglomerate [m/s]

## 그리스 문자

$\delta$	: microscale gap between agglomerate or particle surfaces [m]
$\epsilon$	: bed voidage [-]
$\epsilon_a$	: agglomerate voidage [-]
$\epsilon_{mf}$	: void fraction in a bed at minimum fluidizing condition [-]
$\mu$	: gas viscosity [kg/m-s]
$\nu$	: Poisson's ratio [-]
$\nu_e$	: UV adsorptive frequency [ $s^{-1}$ ]
$\rho_a$	: agglomerate density [ $kg/m^3$ ]
$\rho_g$	: gas density [ $kg/m^3$ ]
$\rho_p$	: apparent particle density [ $kg/m^3$ ]
$\phi_s$	: sphericity of particle [-]

## 참고문헌

1. Leu, L. P. and Huang, C. T.: *AIChE Symp. Ser.*, **90**, 124(1994).
2. Chaouki, J., Chavarie, C., Klvana, D. and Pajonk, G.: *Powder Technology*, **43**, 117(1985).
3. Morooka, S., Kusakabe, K., Kobata, A. and Kato, Y.: *Chem. Eng. Jpn.*, **21**, 41(1988).
4. Iwadate, Y. and Horio, M.: *Powder Technology*, **100**, 223(1998).
5. Zhou, T. and Li, H.: *Powder Technology*, **102**, 215(1999).
6. Lettieri, P., Yates, J. G. and Newton, D.: *Powder Technology*, **110**, 117(2000).
7. Nezzal, A., Guigon, P. and Large, J. F.: Colloque Génie des Procédés Compiègne(1991).
8. Nezzal, A., Large, J. F. and Guigon, P.: "Fluidization VIII," edited by Large, J. F. and Laguerie, C., Engineering Foundation, New York, 77 (1995).
9. Kuipers, N. J. M., Stamhuis, E. J. and Beenackers, A. A. C. M.: *Chem. Eng. Sci.*, **51**(11), 2727(1996).
10. Park, J., Kim, J., Cho, S. H., Han, K. H., Yi, C. K. and Jin G. T.: *Korean J. Chem. Eng.*, **16**, 659(1999).
11. Tsujimoto, H., Yokoyama, T., Huang, C. C. and Sekiguchi, I.: *Powder Technology*, **113**, 88(2000).
12. Marco, E., Santos, A., Menendez, M. and Santamaria, J.: *Powder Technology*, **92**, 47(1997).
13. Noda, K., Mawatari, Y. and Uchida, S.: *Powder Technology*, **99**, 11(1998).
14. Mawatari, Y., Koide Tetsu, Yokawa, K., Ozawa, M., Uchida, S. and Noda, K.: "The Seventh Asian Conference on Fluidized-Bed and Three-Phase Reactors," edited by Uchida, S. and Morooka, S., 167(2000).
15. Wank, J. R., George, S. M. and Weimer, A. W.: *Powder Technology*, **121**, 195(2001).
16. Morse, R. D.: *Ind. Eng. Chem.*, **47**, 1170(1955).
17. Nowak, W. and Hasatani, M.: "The Third Asian Conference on Fluidized-Bed and Three-Phase Reactors," edited by Chun, H. S. and Kim, S. D., 423(1992).
18. Dutta, A. and Dullea, L. V.: *AIChE Symp. Ser.*, **87**, 281(1991).
19. Lauga, C., Chaouki, J., Klvana, D. and Chavarie, C.: *Powder Technology*, **65**, 461(1991).
20. Chirone, R., Massimilla, L. and Russo, S.: "Fluidization VII," edited by Potter, O. E. and Nicklin, D. J., Engineering Foundation, New York, 545(1992).
21. Chirone, R., Massimilla, L. and Russo, S.: *AIChE Symp. Ser.*, **48**, 41(1993).
22. Nowak, W., Hasatani, M. and Derczynski, M.: *AIChE Symp. Ser.*, **89**, 296(1993).
23. Li, H., Legyos, R., Bereton, C. M. H., Grace, J. R. and Chaouki, J.: *Powder Technology*, **60**, 121(1990).
24. Wang, Z. L.: PhD Dissertation, Beijing, Institute of Chemical Metallurgy, Academia Sinica, Chinese(1995).
25. Brooks, E. F. and Fitzgerald, T. J.: "Fluidization V," edited by Østergaard, K. and Sørensen, Engineering Foundation, New York, 217(1986).
26. Kato, K., Takarada, T., Koshinuma, A., Kanazawa, I. and Sugihara, T.: "Fluidization VI," edited by Kunii, D. and Toei, R., Engineering Foundation, New York, 351(1989).
27. Park, J., Kim, J., Cho, S. H., Han, K. H., Yi, C. K., Jin G. T. and Son, J. E.: "The Sixth Asian Conference on Fluidized-Bed and Three-Phase Reactors," edited by Chun, H. S. and Kim, S. D., 329(1998).
28. Davidson, J. F., Clift, R. and Harrison, D.: "Fluidization," 2nd ed., Academic Press, New York, 31(1985).
29. Ergun, S.: *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 89(1952).
30. Wen, C. Y. and Yu, Y. H.: *AIChE J.*, **12**, 610(1966).
31. Baeyens, J. and Geldart, D.: Int. Symp. on Fluidization, Toulouse, 182 (1973).
32. Goroshko, V. D., Rozembaum, R. B. and Toedes, O. H.: *Izvestiya Vuzov, Neft'i Gaz*, **1**, 125(1958).
33. Leva, M.: "Fluidization," McGraw-Hill, New York(1959).



34. Davies, L. and Richardson, J. F.: *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, **44**, T293 (1966).
35. Saxena, S. C. and Vogel, G. J.: *Trans. I. Chem. E.*, **55**, 184(1977).
36. Riba, J. P., Routie, E. and Coudere, J. P.: *Can. J. Chem. Eng.*, **56**, 26(1978).
37. Kusakabe, K., Kuriyama, T. and Morooka, S.: *Powder Technology*, **58**, 125(1989).
38. Knowlton, T. M.: "Fluidization VII," edited by Potter, O. E. and Nicklin, D. J.: "Engineering Foundation," New York, 27(1992).
39. Sugihra, M.: *Res. Assoc. Powder Technol. Japan*, **3**, 21(1966).