

난류유동층으로의 전이속도 및 흐름영역

남궁원* · 김성원 · 김상돈†

한국과학기술원 화학공학과 및 에너지환경연구센터
(2000년 2월 8일 접수, 2000년 4월 10일 채택)

Transition Velocity to Turbulent Fluidized Bed and Flow Regime

Won Namkung*, Sung Won Kim and Sang Done Kim†

Department of Chemical Engineering and Energy & Environment Research Center,
Korea Advanced Institute of Science and Technology, Taejeon 305-701, Korea

(Received 8 February 2000; accepted 10 April 2000)

요 약

기체 유동층(직경 0.1 m, 높이 5.3 m)에서 FCC 입자를 유동화시킬 때의 압력변동을 측정하여 기포 유동층에서 난류 유동층으로의 전이속도(U_c)를 측정하였다. 또한 기상유속에 따른 고체 체류량 기울기의 변화로부터 전이속도를 결정하였다. 층 팽창을 이용하여 U_c 를 예측할 수 있는 모델을 제시하였으며 이 모델에 의하여 예측된 값은 실험값과 잘 일치하였다. Archimedes number와 Reynolds number를 이용하여 유동층 내 각각의 영역을 예측할 수 있는 흐름 영역도를 제시하였다.

Abstract – Transition velocity(U_c) from bubbling to turbulent fluidized bed has been determined by pressure fluctuation in a gas fluidized bed(0.1 m i.d. and 5.3 m high) of FCC particles with variation of gas velocity. Also, the transition velocity(U_c) to turbulent fluidized bed is determined from the gradient variation of solid holdup with gas velocity. A model based on the bed expansion is proposed to predict U_c and the model predicts well the experimental data. A flow regime map is proposed in terms of Archimedes and Reynolds numbers to predict the flow regime in the fluidized bed.

Key words: Transition Velocity, Bed Expansion Model, Flow Regime Map

1. 서 론

기포유동층에서 기상유속을 증가시키면 기포의 합체로 크기와 속도가 증가하여 turbulence가 발생하며 압력 진동에 영향을 미친다[1]. 기상유속의 증가에 따라 압력변이의 표준 편차는 기포의 합체로 인하여 증가한다. 이때 기상유속이 계속 증가하면 압력변이의 표준편차가 최대인 점에 도달하게 되고, 이때의 유속이 기포유동층에서 난류유동층으로의 전이속도(U_c)가 된다. Yerushalmi와 Cankurt[2]는 기포유동층과 난류유동층 사이에 전이영역이 존재하며, 이 전이영역은 기상유속에 대하여 압력변이의 표준편차가 최대가 되는 속도인 U_c 에서 시작되며, 난류유동층은 기상유속의 증가에 따라 압력변이의 표준편차가 일정해 지는 유속 U_k 에서 시작된다고 보고하였다. 그러나, 이후에 많은 연구자들은 U_k 의 존재를 실험에서 확인할 수 없었고, 현재는 난류유동층은 U_k 가 아니라 U_c 에서 시작된다고 일반적으로 받아들여지고 있다[1, 3]. 그리고, Yerushalmi와 Cankurt[2]가 제안한 전이영역은 난류유동층으로 폭넓게 불려지고 있다. 이 전이속도 이상으로 기상유속이 증가하면 큰 기포나 슬러그가 작은 기포로 붕괴되어 압력변이의 표준편차는 감소하게 되며

층은 점차적으로 안정하게 된다. 난류유동층은 일반적으로 공극과 압력의 low-amplitude fluctuation을 가지며 큰 기포나 공극이 존재하지 않고[4], 기체와 고체의 우수한 접촉효율로 인하여 연소반응 및 많은 촉매유동층 반응기는 이 영역에서 조업되고 있다. 그러나, 현재까지 기포유동층 및 고속유동층에 비하여 이에 대한 연구는 적은 편이며, 전이가 일어날 때의 수력학적 특성 변화 및 전이 mechanism에 대한 이해는 명확히 밝혀지지 않았다.

현재까지 U_c 를 이론적으로 예측하고자 하는 시도가 일부 연구자들에 의해 수행되어 왔다. Cai 등[5]은 기포의 합체와 붕괴를 고려하여 U_c 를 예측하는 모델을 제안하였고, Lee와 Kim[6]은 Froude number를 고려하여 slug break-down 모델을 이용하여 U_c 를 예측하였다. 그러나, 현재까지 층 팽창을 이용하여 U_c 를 예측하려는 시도는 없었다. 기포유동층에서 기상 유속이 증가하면 기포의 합체와 공극의 증가로 인하여 층 팽창이 일어난다. 층 팽창은 기포유동층으로부터 전이가 일어나는 U_c 에서 최대가 되며[7], 이후에는 freeboard 내로 입자 비산의 증가로 다시 감소하게 된다. 그러므로, 층 팽창이 최대가 되는 유속에서 층 팽창을 이용하여 U_c 를 예측할 수 있다.

유동층 내에서 기상유속의 증가에 따라 흐름영역 변화가 관찰된다. 이 흐름영역에 따라 유동 특성이 변화되므로 반응기내 흐름영역의 경계를 정확히 이해하는 것이 필요하다. 또한, 흐름영역의 전이에 대한 이해는 유동층 반응기의 조업과 설계의 기준을 위하여 필요하다. 현재

† E-mail: kimsd@kaist.ac.kr

*현재주소: 경북 포항시 남구 효자동

포항산업과학연구원 응용환경원프로젝트팀

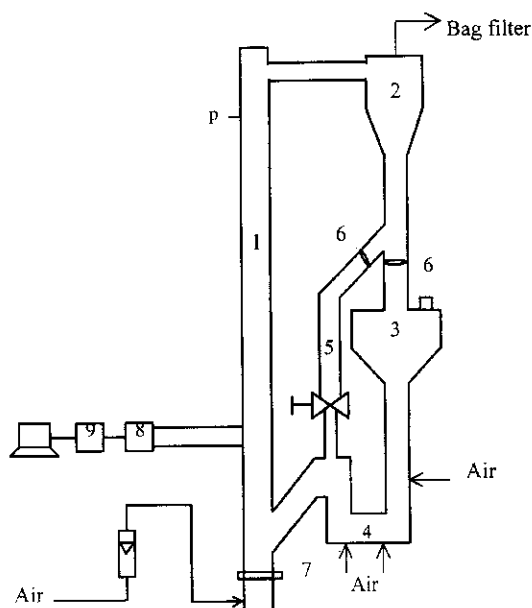


Fig. 1. Schematic diagram of apparatus.

- | | |
|------------------|----------------------------|
| 1. Riser | 6. Butterfly valve |
| 2. Cyclone | 7. Distributor |
| 3. Hopper | 8. Pressure transducer |
| 4. Loop-seal | 9. Data acquisition system |
| 5. Sampling port | p: pressure taps |

까지 일부 연구자들에 의하여 흐름영역도(flow regime map)가 제시되었지만, 기포유동층으로부터 pneumatic transport 영역까지 전반적으로 흐름영역을 예측할 수 있는 흐름영역도는 거의 없는 실정이다.

그러므로, 본 연구에서는 측정된 압력변이로부터 난류유동층으로의 전이속도를 결정하고, 층 팽창을 이용하여 전이속도를 구하는 모델을 제안하였다. 그리고, Archimedes와 Reynolds 수를 이용하여 기포유동층으로부터 dilute phase flow까지 흐름영역을 예측할 수 있는 흐름영역도를 제안하였다.

2. 실험

Fig. 1에 본 실험에서 사용된 기체유동층의 개략도를 나타내었다. 전체 장치는 상승관, 싸이클론, 호퍼를 갖는 downcomer와 loop-seal로 구성되어 있다. 상승관의 직경은 0.1 m이고, 분산관으로부터 상승관 상단까지의 높이는 5.3 m로서 내부 흐름현상을 관찰하기 위하여 상승관은 Plexiglas column으로 제작하였다. 공기는 유량이 조절되어 상승관의 하부에서 분산관을 통하여 반응기내로 주입되었다. 실험장치에 관한 자세한 내용은 Namkung과 Kim[8, 9]이 보고한 문헌에 보고되었다. 기포유동층 실험시 loop-seal에 입자를 채워 주입된 공기가 downcomer와 loop-seal로 흐르는 것을 방지하였다. 비산되는 입자는 싸이클론에서 포집되어 필요시 loop-seal을 통하여 상승관내로 재 주입되었다.

실험에 사용된 입자는 FCC로서 평균 입경은 $65 \mu\text{m}$, 밀도는 $1,720 \text{ kg/m}^3$ 이다. 실험은 층 높이를 1.0 m로 유지하면서 기상유속의 증가에 따라 층내의 압력강하를 측정하였다. 기포유동층에서 난류유동층으로의 전이유속은 기포의 합체로 인하여 분산관으로부터 높이가 증가함에 따라 감소한다[10]. 그러므로, 본 실험에서는 U_c 가 전체 반응기에 대한 대표성을 갖기 위하여 압력은 분산관 위 0.1-0.77 m 지점에서 pressure transducer를 사용하여 측정하였고, 여기서 나온 신호는 data acquisition system을 보내져 저장된 후 PC에서 off-line으로 처리하였다. 압력변동신호의 포집은 10 ms 간격으로 41초 동안 총 4,100개의 data를 수집하였다.

화학공학 제38권 제4호 2000년 8월

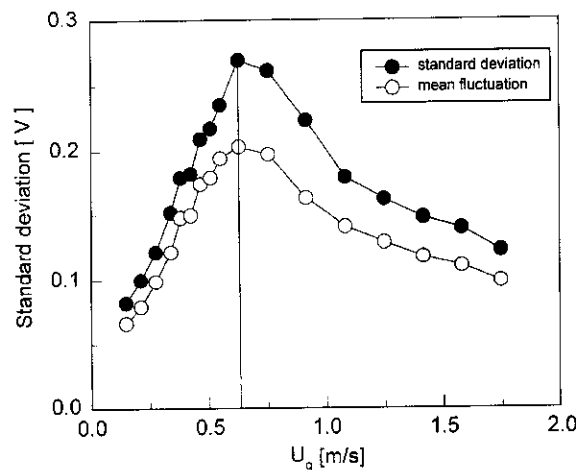


Fig. 2. Mean amplitude and standard deviation of pressure drop fluctuations with gas velocity.

3. 결과 및 고찰

3-1. 난류유동층으로의 전이

Fig. 2에 기상유속이 층내 압력강하변이의 평균 진폭과 표준편차의 변화에 미치는 영향을 나타내었다. 기포유동층에서 기상유속이 증가될 때 기포의 증가로 인하여 turbulence가 발생하며, turbulence는 압력진동에 직접적으로 영향을 미치므로, 압력변동측정을 통하여 층내 수력학적 특성을 간접적으로 예측할 수 있다. 그림에서 보듯이 초기에 기상유속의 증가에 따라 평균 진폭과 표준편차는 증가되었다. 이것은 기상유속의 증가에 따라 작은 기포들이 합체되어 기포의 크기가 증가되었기 때문이다. 이 기포의 합체로 인하여 층내의 불균일성은 증가된다. 기상유속이 더욱 증가하면 기포의 크기가 층 전체를 차지할 만큼 커지게 된다. 이때 층은 가장 불안정하게 되며 압력강하 변이의 표준편차는 최대값을 갖는다. 이때의 유속이 기포유동층에서 난류유동층으로의 전이속도(U_c)가 된다. 이후에 기상유속이 증가되면 기포는 붕괴되기 시작되고 층은 점차 안정한 상태가 되며, 층의 내부 흐름은 난류유동층으로 전이한다. 그림에서 보듯이 FCC 입자의 경우 압력강하의 변이 표준편차가 최대 값을 가질 때의 유속 U_c 는 0.63 m/s로써, 이것은 Lee와 Kim[11]이 제시한 상관식에 의하여 구한 값 0.65 m/s와 잘 일치하였다.

Fig. 3에 기상유속이 층내 고체 체류량 변화에 미치는 영향을 나타내

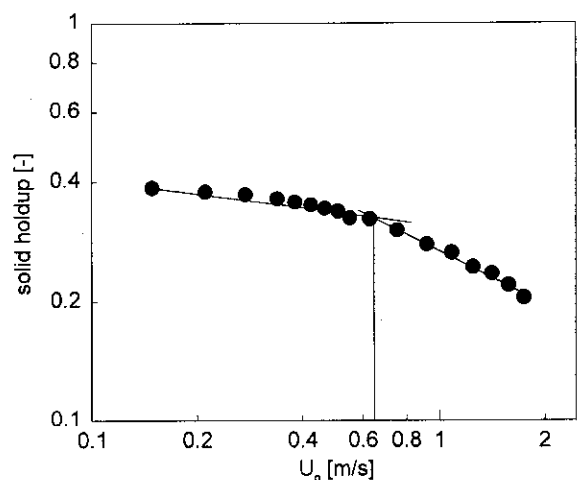


Fig. 3. Effect of gas velocity on solids holdup.

었다. 고체 체류량은 층내 압력강하로부터 구하였다. 그림에서 보듯이 고체 체류량은 기상유속의 증가에 따라 층내 공극의 증가로 인하여 감소하였다. 그리고, 유속의 증가에 따라 고체 체류량 기울기의 변화가 관찰되는데 이때의 유속이 0.63 m/s로써 이것은 압력변이의 표준편차로부터 구한 전이속도와 일치하였다. 그러므로, 전이속도에서 고체 체류량 기울기의 변이가 일어나는 것을 알 수가 있다. 이것을 통하여 전이속도에서 층내의 수력학적 특성의 변화가 일어남을 간접적으로 예측할 수가 있다. 이때의 고체 체류량은 0.322로써 이것은 Lee와 Kim[12]이 제시한 0.32, Bai 등[13]이 제시한 고체 체류량 0.35와 거의 일치하였다.

현재까지 U_c 를 실험적으로 측정하고, U_c 를 예측하기 위한 많은 상관식들이 제시되었지만 이론적인 접근으로 U_c 를 예측하고자 하는 연구는 비교적 적은 편이다. Cai 등[5]은 기포의 합체와 붕괴를 Lee와 Kim[11]은 Froude number를 고려한 slug break-down model을 이용하여 U_c 를 예측할 수 있는 모델을 제안하였다. 본 실험에서는 U_c 에서 층 팽창이 최대가 되는 것을 이용하여 전이속도를 예측하였다. 기포 유동층에서 난류 유동층으로의 전이가 일어날 때의 유속에서 층 높이는 최대 값을 갖는다[7]. 층 팽창은 고체 체류량을 사용하여 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\frac{H}{H_{mf}} = \frac{1 - \epsilon_{mf}}{1 - \epsilon} \quad (1)$$

그리고, slugging regime에서의 two-phase theory에 의한 층 팽창은 다음과 같이 구할 수 있다.

$$\frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{U_g - U_{mf}}{0.35 \sqrt{g D_f}} \quad (2)$$

이때, 층 팽창이 최대가 될 때 기포의 성장으로 기포가 반응기 전체를 차지한다고 가정하여($D_f = d_{b, max}$), 최대 기포크기는 다음과 같이 구할 수 있다[14].

$$d_{b, max} = 1.32 \frac{\rho_s}{\rho_g} d_p \quad (3)$$

식 (3)은 coarse 입자의 경우에 대하여 제안되었지만 미세 입자에도 적용 가능하다[15]. 그러므로, (1)=(2) 식에 (3) 식을 대입하여 U_c 를 다음과 같이 구할 수 있다.

$$U_c = U_{mf} + 0.402 \sqrt{\frac{\rho_s}{\rho_g} d_p \left(\frac{1 - \epsilon_{mf}}{1 - \epsilon_c} - 1 \right)} \quad (4)$$

식 (4)는 $\rho_s - \rho_g \approx \rho_s$ 이므로 다음과 같이 Re_c 와 Ar 형태로 나타낼 수 있다.

$$Re_c = Re_{mf} + 0.402 Ar^{1/2} \left(\frac{1 - \epsilon_{mf}}{1 - \epsilon_c} - 1 \right) \quad (5)$$

여기서, Re_c 를 구하기 위하여 Re_{mf} 는 Wen과 Yu[16]의 상관식을, ϵ_{mf} 는 0.42[16], ϵ_c 는 0.65[4, 13]를 사용하였다. 기존의 발표된 실험값과 식 (5)에서 구한 Re_c 의 비교를 Fig. 4에 나타내었다. Fig. 4에 사용된 기존의 실험값들을 Table 1에 표시하였다. 그림에서 보듯이 층 팽창을 기초로 하여 전개된 모델 식에 의하여 예측된 값은 Ar 가 증가할수록, 즉 입자의 크기가 큰 경우 실험값과 잘 일치하였다. 하지만, 입자가 작은 경우에는 실험치를 약간 과소평가하는 경향이 있다. Geldart A 입자들의 경우 기포의 합체와 분해로 인하여 일반적으로 슬러징이 관찰되지 않는다[34]. 본 실험에서도 Geldart A의 대표적 입자인 FCC를 사용하였기 때문에 실험시 슬러징은 관찰되지 않았다. 본 모델의 전개시 기포의 성장으로 기포가 반응기 전체를 차지한다고 가정하여 최대 기포크기를 구했기 때문에 입자가 작은 경우 실제 기포는 반응기 직경

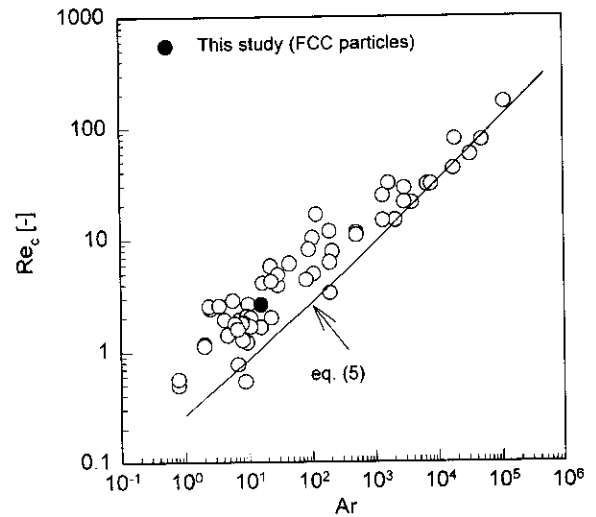


Fig. 4. Comparison of Reynolds number based on the transition velocity to the turbulent regime between the measured and calculated values.

에 비하여 매우 작게 되고, 이로 인하여 입자가 작은 경우 모델에 의하여 구한 값이 실험값을 과소평가하는 것으로 생각된다.

3-2. Flow Regime Map

유동층내에서 기상유속의 증가에 따라 유동특성이 변화되므로, 전이속도를 정확히 예측하는 것이 요구된다. 그리고, 흐름영역의 결정은 유동층 반응기의 효율적인 조업과 설계의 기준을 위하여 필요하다. 그러므로, 일부 연구자들에 의하여 흐름영역 map이 제안되었다. 이들의 연구 결과를 Table 2에 제시하였다. Li와 Kwauk[35]은 기상유속과 공극률의 관계로, Grace[36]는 입자와 유속의 무차원군으로 흐름영역을 나타내었고, Takeuchi 등[37]은 고체순환속도(G_s)와 기상유속을 사용하여 고속 유동층을 예측할 수 있는 흐름영역을 제안하였다. 최근에 Namkung 등[38]은 고속유동층내의 흐름현상을 보다 정확하게 규명하기 위하여 고속 유동층을 fast transition region과 fully developed fast fluidization region으로 구분하고 이 두 영역의 전이속도인 고속 전이속도(fast transition velocity, U_{FT})를 제안하였다. 이들은 Geldart group A, B 입자인 FCC와 silica sand를 사용하여 기상유속과 고체순환속도의 함수로 순환유동층을 예측할 수 있는 흐름영역을 제시하였다. Lee와 Kim [12]은 Ar 와 Re 를 사용하여 흐름영역을 도시하였다. 이들의 흐름영역 map은 유속이 낮은 기포유동층과 난류유동층은 잘 예측할 수 있지만, G_s 가 흐름영역 내에 포함되어 있지 않기 때문에 고속유동층 및 pneumatic transport를 예측하는 데에는 한계가 있다. 최근에 Ryu 등[39]은 Ar 와 Re 를 사용하여 입자크기에 따라 기포유동층, 슬러징 유동층 및 난류유동층을 예측할 수 있는 흐름영역도를 제안하였다. 비록 이들의 흐름 영역도는 슬러징 영역을 입자특성에 따라 예측할 수 있지만 고속 유동층이상 영역을 예측할 수 없다는 단점이 있다. 현재까지 여러 연구자들에 의하여 regime map이 제시되었지만, 입자물성, 기상유속 및 고체 순환속도 등을 포함하여 전체적으로 유동층의 전이를 잘 묘사할 수 있는 흐름영역 map은 없는 실정이다. 그러므로, 본 연구에서는 유속이 낮은 영역에서는 Lee와 Kim[12]이 제안한 상관식을 기초로 하여 흐름 영역도를 작성하였고, 고속 유동층이상에서는 Namkung 등[38]과 Bi와 Fan[48]이 제안한 상관식을 기초로 하여 Ar 와 Re 의 함수로 흐름 영역도를 Fig. 5에 제안하였다.

Fig. 5에서 최소 유동화속도는 아래의 Wen과 Yu[16]가 제시한 상관식을 이용하여 구하였다.

Table 1. A summary of experimental conditions for U_c in previous studies

Workers	D_t [m]	Solids	d_p [μ m]	ρ_s [kg/m ³]	U_c [m/s]
Abed[17]	0.152	FCC	54.8	850	0.40
Avidan and Yeushalmi[18]	0.152	FCC catalyst	49	1070	0.61
		catalyst	33	1670	0.55
		catalyst	49	1450	0.91
Avidan et al.[19]	0.60	FCC	60	1220	0.14
Cai et al.[20]	0.150		65	1172	0.48
			53	1667	0.53
Cai et al.[21]	0.139	silica gel	280	706	0.60
Carotenuto et al.[22]	0.152	FCC alumina	60	940	0.20
			95	1550	1.00
Chehbouni et al.[23]	0.082	FCC sand	78	1450	0.40
			130	2650	0.75
			250	2650	0.90
	0.20	FCC sand	78	1450	0.85
			130	2650	1.40
			250	2650	1.50
Gonzalez et al.[24]	0.20	FCC sand	55	1450	0.36
			130	2650	0.40
			290	2650	0.78
Han et al.[25]	0.078	coal	730	1400	0.90
			1030	1400	1.15
Horio et al.[26]	0.05	FCC sand	60	1000	0.50
			106	2600	1.50
Jin et al.[27]	0.28×0.28	silica gel	165	711	0.47
			280	706	0.63
			476	834	0.69
			1057	844	0.83
		FCC-Y	65	1172	0.40
		FCC-7	52	1667	0.53
		resin	566	1330	0.84
		sand	98	2580	0.70
Kehoe and Davidson[28]	0.10		22	2200	0.35
			55	1100	0.50
	0.05		55	1100	0.50
			22	2200	0.40
Lee and Kim[11]	0.10	glass beads	362	2500	0.89
Massimila[29]	0.156		50	1000	0.35
Perales et al.[30]	0.092	FCC sand	80	1715	0.76
			325	2650	1.35
Rhodes and Geldart[7]	0.076	vermiculite	223	327	1.15
		alumina 25	42	1015	0.90
	0.152	CBZ-1	38	1308	1.04
		E-cat.	40	1618	1.00
		9G	64	1908	1.00
		FRF-5	66	2335	1.37
	0.076	sand	69	2665	1.10
			134	2648	0.90
			270	2600	1.80
			606	2600	2.00
			1090	2660	2.40
Schnitzlein and Weinstein[31]	0.152	HFZ-33	59	1450	0.70
Son et al.[32]	0.380	sand	430	2630	1.10
Sun and Chen[15]	0.800	catalyst	54	1800	0.35
			64	1800	0.40
			54	1800	0.60

Table 1. Continued

Workers	D_t [m]	Solids	d_p [μ m]	ρ_s [kg/m ³]	U_c [m/s]
Theil and Potter[33]	0.051	FCC	60	930	0.41
	0.102		60	930	0.20
	0.218		60	930	0.025
Yeushalmi and Cankurt[2]	0.152	dicalite	33	1670	0.53
		FCC	49	1070	0.61
		HFZ-20	49	1450	1.22
		alumina	103	2460	0.91
This study	0.10	FCC	65	1720	0.63

Table 2. Summary of flow regime maps of previous studies for vertical gas-solid systems

Previous studies	Map co-ordinates
Zenz and Weil[40]	$U_g, \Delta P/\Delta L$
Reh[41]	$Re, 3/4 Fr^2$
Yerushalmi and Cankurt[2]	$1-\epsilon, \text{Slip velocity}$
Catipovic et al.[42]	$U_g/U_{mf}, d_p$
Li and Kwauk[35]	U_g, ϵ
Matsen[43]	$U_g, \text{solid velocity}$
Squires et al.[44]	$U_g, 1-\epsilon$
Horio[45]	Re, Ar
Grace[36]	U_g, d_p
Takeuchi et al.[37]	U_g, G_s
Rhodes[46]	$U_g, 1-\epsilon$
Lee and Kim[12]	Ar, Re
Bi and Grace[4]	$G_s/\rho_s, U_g$
Bai and Kato[47]	U_g, G_s
Ryu et al.[39]	Ar, Re
Namkung et al.[38]	U_g, G_s

$$Re_{mf} = [(33.7)^2 + 0.0408 Ar]^{1/2} - 33.7 \quad (6)$$

Re_c 는 Kunni와 Levenspiel[49]이 제시한 방법에 의하여 계산하였다.

현재까지 많은 연구자들에 의하여 Ar 와 Re 의 형태로 U_c 를 예측할 수 있는 상관식이 제안되었다. 그러나, 실제적으로 모든 실험치를 잘 예측할 수 있는 상관식은 없는 실정이다[1]. 본 실험에서 사용한 FCC 입자의 경우 실험에서 구한 U_c 와 Lee와 Kim[11]이 제시한 상관식에 의하여 구한 U_c 가 매우 잘 일치하였다. 그리고 본 연구에서 제안한 층팽창 모델의 경우 입자가 작은 Geldart A 입자의 경우는 U_c 를 과소평가 하므로 Geldart A 입자는 Lee와 Kim[11]이 제안한 상관식을 Geldart B 입자는 식 (5)를 사용하였다. 여기서, Geldart A와 B 입자의 경계는 기존의 연구자들과 마찬가지로 [39, 50], $Ar=125$ 를 기준으로 하여 이 보다 작은 경우는 Geldart A 입자로 큰 입자는 Geldart B 입자계로 구분하였다. U_c 와 최소슬러깅 속도 U_{ms} 는 다음과 같이 Lee와 Kim[12]이 제시한 상관식에 의하여 구할 수 있다.

$$Re_c = 0.700 Ar^{0.485} \quad (7)$$

$$Re_{ms} = [33.7^2 + 2(0.0408)Ar]^{0.5} - 33.7 \quad (8)$$

비록, 난류유동층에서 고속유동층으로의 전이속도(U_{tr})를 결정하는 다양한 방법이 제안되었으나[51], 현재까지 U_{tr} 에 대한 이해는 명확히 규명되지 않고 있다. 이 전이속도는 실험적으로 제안된 상관식이나, choking velocity를 사용하여 구할 수 있다. Re_{tr} 은 다음과 같이 Lee와 Kim[12]이 제안한 상관식을 사용하여 구하였다.

$$Re_{tr} = 2.916 Ar^{0.354} \quad (9)$$

- H_{mf} : bed height at minimum fluidization condition [m]
 Re : Reynolds number, $d_p U_g \rho_g / \mu$ [-]
 Re_c : Reynolds number based on U_c , $d_p U_c \rho_g / \mu$ [-]
 U_g : superficial gas velocity [m/s]
 U_c : transition velocity to turbulent flow regime [m/s]
 U_{mf} : minimum fluidization velocity [m/s]
 U_{pt} : transition velocity from dense phase pneumatic to dilute phase pneumatic region [m/s]
 U_t : terminal velocity of single particle [m/s]

그리스 문자

- ε : voidage [-]
 ε_c : voidage at the transition velocity U_c [-]
 ε_{mf} : voidage at minimum fluidization condition [-]
 μ : gas viscosity [kg/m · s]
 ρ_g : gas density [kg/m³]
 ρ_s : apparent particle density [kg/m³]

참고문헌

1. Arnaldos, J. and Casal, J.: *Powder Technol.*, **86**, 285(1996).
2. Yerushalmi, J. and Cankurt, N. T.: *Powder Technol.*, **24**, 187(1979).
3. Rhodes, M.: *Powder Technol.*, **88**, 3(1996).
4. Bi, H. T. and Grace, J. R.: *Int. J. Multiphase Flow*, **21**, 1229(1995).
5. Cai, P., Jin, Y., Yu, Z. Q. and Fan, L. S.: *Ind. Eng. Chem. Res.*, **31**, 632(1992).
6. Lee, G. S. and Kim, S. D.: *Korean J. Chem. Eng.*, **6**, 338(1989).
7. Rhodes, M. J. and Geldart, D.: "Fluidization V," edited by Ostergaard, K. and Sorensen, A., Engineering Foundation, New York, 281(1986).
8. Namkung, W. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **36**, 797(1998).
9. Namkung, W. and Kim, S. D.: *Korean J. Chem. Eng.*, **16**, 456(1999).
10. Ryu, H. J., Choi, J. H., Kim, S. D., Son, J. E., Shun, D. W. and Yi, C. K.: *HWAHAK KONGHAK*, **37**, 178(1999).
11. Lee, G. S. and Kim, S. D.: *J. Chem. Eng. Japan*, **21**, 515(1988).
12. Lee, G. S. and Kim, S. D.: *Powder Technol.*, **62**, 207(1990).
13. Bai, D., Shibuya, E., Nakagawa, N. and Kato, K.: *Powder Technol.*, **87**, 105(1996).
14. Harrison, D., Davidson, J. F. and de Kock, J. W.: *Trans. Instn. Chem. Eng.*, **39**, 202(1961).
15. Sun, G. and Chen, G.: "Fluidization VI," edited by Grace, J. R., Shemilt, L. W. and Bergougnou, M. A., Engineering Foundation, New York, 33(1989).
16. Wen, C. Y. and Yu, Y. H.: *AIChE J.*, **12**, 610(1966).
17. Abed, R.: "Fluidization IV," edited by Kunii, D. and Toei, R., Engineering Foundation, New York, 137(1984).
18. Avidan, A. A. and Yerushalmi, J.: *Powder Technol.*, **32**, 223(1982).
19. Avidan, A. A., Gould, R. M. and Kam, A. Y.: "Circulating Fluidized Bed Technology," edited by Basu, P., Pergamon press, Canada, 287(1986).
20. Cai, P., Chen, S. P., Jin, Y., Yu, Z. Q. and Wang, Z. W.: *AIChE Symp. Ser.*, **85**, 37(1989).
21. Cai, P., Jin, Y., Yu, Z. Q. and Wang, Z. W.: *AIChE J.*, **36**, 955(1990).
22. Carotenuto, L., Crescitelli, S. and Donsi, G.: *Quad. Ing. Chim. Ital.*, **10**, 185(1974).
23. Chehbouni, A., Chaouki, J., Guy, C. and Klavana, D.: *Can. J. Chem. Eng.*, **73**, 41(1995).
24. Gonzalez, A., Chaouki, J., Chehbouni, A., Guy, C. and Klavana, D.: "Preprints Eighth Engineering Foundation Conf. Fluidization," Engineering Foundation, 681(1995).
25. Han, G. Y., Lee, G. S. and Kim, S. D.: *Korean J. Chem. Eng.*, **2**, 141(1985).
26. Horio, M., Ishii, H. and Nishimuro, M.: *Powder Technol.*, **70**, 229(1992).
27. Jin, Y., Yu, Z. Q., Wang, Z. and Cai, P.: "Fluidization V," edited by Ostergaard, K. and Sorensen, A., Engineering Foundation, New York, 289(1986).
28. Kehoe, P. W. K. and Davidson, J. F.: *Chemica 70*, Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. Butterworths, Australia, **33**, 97(1970).
29. Massimilla, L.: *AIChE Symp. Ser.*, **69**(128), 11(1973).
30. Perales, J. F., Coll, T., Llop, M. F., Arnaldos, J. and Casal, J.: "Recent progres en genie des procedes: la fluidisation," edited by Laguerie, C. and Guigon, P., Lavoisier Industrie, Paris, **11**, 47(1991).
31. Schnitzlein, M. G. and Weinstein, H.: *Chem. Eng. Sci.*, **43**, 2605(1988).
32. Son, J. E., Choi, J. H. and Lee, C. K.: "Circulating Fluidized Bed Technology II," edited by Basu, P. and Large, J. F., Pergamon, Oxford, 113(1988).
33. Thiel, W. J. and Potter, O. E.: *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **16**, 242(1977).
34. Davidson, J. F., Clift, R. and Harrison, D.: "Fluidization," Chapter 3, 2nd ed., Academic press, London, 122(1985).
35. Li, Y. and Kwauk, M.: "Fluidization," edited by Grace, J. R. and Masten, J. M., Plenum Press, New York, 537(1980).
36. Grace, J. R.: *Can. J. Chem. Eng.*, **64**, 353(1986).
37. Takeuchi, H., Hiramata, T., Chiba, T., Biswas, T. and Leung, L. S.: *Powder Technol.*, **47**, 195(1986).
38. Namkung, W., Kim, S. W. and Kim, S. D.: *Chem. Eng. J.*, **72**, 245(1999).
39. Ryu, H. J., Choi, J. H., Yi, C. K., Shun, D. W., Son, J. E. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **37**, 472(1999).
40. Zenz, F. A. and Weil, N. A.: *AIChE J.*, **4**, 472(1958).
41. Reh, L.: *Chem. Eng. Prog.*, **62**, 58(1971).
42. Catipovic, N. M., Javanovic, G. N. and Fitzgerald, T. J.: *AIChE J.*, **24**, 543(1978).
43. Matsen, J. M.: "Fluidization IV," edited by Kunii, D. and Toei, R., Engineering Foundation, 225(1984).
44. Squires, A. M., Kwauk, M. and Avidan, A. A.: *Science*, **230**, 1329(1985).
45. Horio, M.: *J. Soc. Powder Technol.*, **23**, 80(1986).
46. Rhodes, M. J.: *Chem. Eng. Res. Des.*, **67**, 30(1989).
47. Bai, D. and Kato, K.: *J. Chem. Eng. Japan*, **28**, 179(1995).
48. Bi, H. T. and Fan, L. S.: *AIChE Annual Meeting*, Los Angeles, 17-22 November(1991).
49. Kunii, D. and Levenspiel, O.: "Fluidization Engineering," 1st ed. John Wiley and Son(1969).
50. Bi, H. T. and Fan, L. S.: *AIChE J.*, **38**, 297(1992).
51. Adanez, J., de Diego, L. F. and Gayan, P.: *Powder Technol.*, **77**, 61(1993).
52. Reddy Karri, S. B. and Knowlton, T. M.: "Circulating Fluidized Bed Technol. III," edited by Basu, P., Horio, M. and Hasatani, M., Pergamon Press, New York, 67(1991).
53. Namkung, W., Cho, Y. J. and Kim, S. D.: *HWAHAK KONGHAK*, **32**, 241(1994).
54. Leung, L. S.: "Fluidization," edited by Grace, J. R. and Matsen, J. M., Plenum Press, New York, 25(1980).