

저질탄 회재와 모래입자의 최소 유동화 속도

이중기 · 박달근

한국과학기술원 반응공학연구실

(1986년 7월 30일 접수, 1986년 10월 6일 채택)

Minimum Fluidization Velocity of Low-grade Anthracite Ash and Sand Particles

Joong Kee Lee and Dalkeun Park

Reaction Engineering Laboratory, KAIST

(Received 30 July 1986; accepted 6 October 1986)

요 약

내경이 7.62×10^{-2} m인 유동층을 사용하여 저질탄 회재 및 모래입자에 대해 최소 유동화 속도를 측정하였다.

실험온도 범위는 $15-700^\circ\text{C}$ 이고, 입자의 크기는 0.21-2.38 mm 사이의 3 개의 좁은 범위와 저질탄의 유동층 연소에서 층내에 존재할 수 있는 4.76 mm 이하 및 0.59 mm 이하인 2 개의 광범위한 입자범위를 선택하였다. 작은 입자의 최소 유동화 속도는 온도가 증가함에 따라 감소하고 큰 입자 (2 mm 이상)의 경우는 온도가 증가함에 따라서 최소 유동화 속도가 증가하는 것이 확인되었다. 따라서 실험에서 구한 최소 유동화 속도의 측정값과 기존식으로 부터 구한 계산치를 비교할 때 근본적인 차이가 있었다. 따라서 기존식들보다 저질탄 회재의 최소 유동화 속도를 잘 나타내고 있는 변형된 Ergun 식을 제시하였다.

Abstract—Minimum fluidization velocity(U_{mf}) of low-grade anthracite ash and sand particles were measured at temperatures ranging from 15 to 700°C in a fluidized bed of 7.62×10^{-2} m ID.

Two different series of particle size were used: three narrowly sized cut ranging from 0.21 to 2.38 mm, and two of wide size distribution. It was confirmed that U_{mf} for small particles decreases with the increase of temperature but U_{mf} of large particles (>2 mm) increases with temperature. However, experimental values of U_{mf} for low-grade anthracite ash differed significantly from those of calculated from existing correlations in the literature. Therefore a modified Ergun equation which gives much better correlation is suggested here.

1. 서 론

유동층 연소법은 석탄이용의 새로운 기술로서 각

광을 받고 있으며 우리나라에서도 유동층 연소로 보일러가 산업체에 보급되고 있다. 부존 에너지가 빈약한 우리나라에서는 유동층 보일러의 연료로서,

해외에서 수입되는 유연탄을 사용하게 되는 것이 일반적이는데 유연탄을 연소시킬 경우에는 유동층내에서 가연분은 전체 고체 입자중의 1% 내외(중량 기준)에 불과하며 나머지는 대부분 유동층을 형성시키기 위해 투입하는 불활성 물질(보통은 모래)로 되어 있으며, 또한 비산하지 않고 남아 있는 석탄 회재도 층내에 일부 존재하게 된다. 따라서 유동층의 유체역학 및 열전달 특성은 석탄입자보다는 이들 불활성 입자에 의해 결정된다.

한편, 적절한 이용 방법이 없어서 방치되고 있는 국내의 저질무연탄(열량 3500kcal/Kg이하)도 유동층 연소에 의해서는 연소가 잘 된다는 것이 입증되었는데 [1, 2] 에너지의 해외의존도가 높은 우리나라로서는 저질탄의 유동층 연소가 매우 큰 의미를 갖는다고 할 수 있다. 석탄 회재가 잘 부스러지는 유연탄과는 대조적으로 국내 저질탄은 연소에 의해서도 그 형태와 입자크기가 별로 변하지 않는다. 따라서 저질탄의 유동층 연소에서는 별도의 층내 물질이 필요치 않고 유동층은 주로 저질탄의 회재(Low-grade Anthracite ash; LGA ash)로서 구성되게 된다. 따라서 유동층의 유체역학적 및 열전달 특성들은 저질탄 회재입자에 의해 결정되며 층내의 회재입자의 크기는 유동층으로 공급되는 저질탄의 크기기에 의해 주로 결정된다. 그러므로 유연탄 연소의 경우와는 달리 공급되는 석탄의 입도크기에 제약을 받게 된다. 즉, 공급되는 석탄의 입자크기와 층내 물질로서 형성되는 회재입자의 크기에 큰 차이가 없는 관계로 큰 입자의 석탄이 공급되는 경우 층내 물질의 입자도 크게 되어 유동화에 곤란을 가져올 수도 있게 된다. 큰 입자를 유동화하기 위해서는 충분히 큰 공탐속도를 유지해야 하는데 이렇게 되면 미연분의 비산이 과다하여 연소효율이 크게 떨어지게 된다. 이와 반대로 공급되는 입자를 작게 하려면 분쇄하는데에 에너지가 소모될 뿐만 아니라 분쇄 과정에서 필연적으로 다량의 미세입자가 생성되는데 이들 미세입자는 유동층으로 부터 쉽게 비산되므로 연소 효율에 나쁜 영향을 미치게 된다. 그러므로 저질탄의 공급 입자크기에 대해서는 주어진 조건에 의해 최적 입도분포가 결정될 수 있는데 이를 결정하는데 있어서 층내 저질탄 회재의 최소 유동화 속도가 가장 중요한 요소가 된다.

최소 유동화 속도에 관한 연구는 이미 여러 사람들에 의해 수행되어서, 문헌에 보고되어 있는 경험식 또는 이론식도 많이 있다. 일반적으로 최소 유동화 속도는 입자의 크기, 형태, 밀도 그리고 유동화 기체의 밀도 및 정도에 관계되는데 같은 조건에서도 사용하는 관계식에 따라 계산되는 최소 유동화 값이 서로 많은 차이를 나타내게 되므로 관계식의 선택과 사용에 주의가 필요하게 되며 계산치보다 실측치에 의존하는 것이 안전하다. 한편 온도와 압력의 변화에 따라서 기체의 밀도와 점도가 변하는 관계로 최소 유동화 속도도 변하게 되며 연소로는 고온(850℃)에서 조업되므로 연소온도에서의 최소 유동화 속도가 중요하지만 연소로의 시동시에는 상온에서 출발하게 되므로 상온에서 연소온도까지의 최소 유동화 속도의 변화를 아는 것이 필요하게 된다. 그리고 가압 유동층의 경우에는 위의 온도 변화와 더불어 압력변화에 따른 최소 유동화 속도를 아는 것이 중요하다.

이와같이 넓은 범위에서의 최소 유동화 속도가 필요한 경우에는 실측치와 잘 일치하는 계산치를 보여주는 관계식을 갖는 점이 편리하므로 본 연구에서는 저질탄 회재의 최소 유동화 속도를 여러가지 입자크기와 온도에 대해 측정하고 이들을 기존의 여러 관계식과 비교하고 실측치를 잘 나타낼 수 있도록 기존의 식중에 가장 적절하다고 판단되는 식을 변용하였다. 한편 유연탄의 연소에서 중요한 모래 입자의 최소 유동화 속도도 실측하고 저질탄 회재의 경우와 비교하였다.

2. 최소 유동화 속도 측정실험

실험에 사용된 유동층은 전체 높이가 1.45m이고, 층내부 내경이 0.076m인 스테인레스 강철관으로 제작되어 있다. 기체분산판으로는 다공판을 사용하였는데, 구멍의 직경은 2mm이고 open 면적은 2.63%이다. 층내에 10cm 간격으로 4개의 열전대를 설치하여 층내 온도변화를 연속적으로 측정하게 하였고, 또한 각각 10cm 간격으로 4개의 압력점이 설치되어 마노메타에 연결함으로써 각 부위의 압력을 측정하여 층내 물질의 높이를 알 수 있도록 하였다. 유동화 공기를 원하는 온도까지 조절할 수

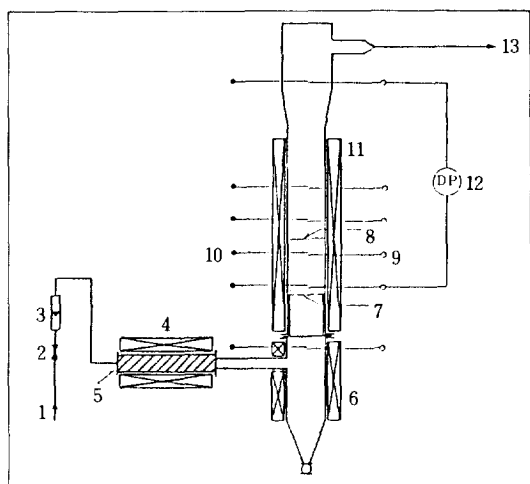


Fig. 1. Experimental setup.

- | | |
|---------------------------------|----------------------|
| 1. Compressed air | 7. Air distributor |
| 2. Needle valve | 8. Fluidized bed |
| 3. Rotameter | 9. Pressure tap |
| 4. Electric heating | 10. Thermocouples |
| 5. Fixed bed of ceramic spheres | 11. Electric heating |
| 6. Electric heating | 12. DP transducer |
| | 13. to off gas line |

있도록 10 kw 용량의 공기예열기를 사용하였고, 보조히터로서 2 kw 용량의 칸탈선을 유동층 주위에 감아 공기 예열의 보조역할 및 최소 유동화 측정시 층의 온도변화를 최소화하였다. 실험장치에 대한 개략도는 Fig. 1 에서 도시되어 있다.

실험순서는 무게 및 입도분포를 알고 있는 시료를 유동층에 장입하고 유동화가 활발한 상태에서 층의 온도를 원하는 정상상태까지 가열한 다음 공기의 속도를 감소 또는 증가시키면서 층내 물질의 압력강하와 공기속도의 plot 에 의해 최소 유동화

속도를 결정하였다. 실험중 비산으로 인한 무게 감소 및 입도분포 변화도 측정하였다. 실험에 사용된 저질탄 회재는 유동층 연소에 의해서 얻어진 것인데 저질탄 회재와 모래의 물성은 Table 1 에 수록되어 있다.

3. 실험결과 및 기존식과의 비교

최소 유동화 속도를 계산하는 경험식 또는 이론식들중에서 최소화 유동화 상태에서의 유동층 공극율을 필요로 하는 것들이 많이 있으며, 또한 고체 입자의 sphericity를 필요로 하는 것들도 있으므로 우선 공극율과 sphericity에 관해서 토의해 보기로 한다.

3-1. 최소 유동화 공극율

최소 유동화 공극율(ϵ_{mf})은 많은 경우에 최소 유동화 속도(U_{mf})를 계산하는데 있어 필요하게 되는데 이는 실험에 의해 구할 수 있으며 이때 세심한 주의가 필요하다. 층 공극율 측정시 발생한 오차는 흔히 쓰이는 Ergun equation을 사용해서 구한 최소 유동화 속도 결과에는 3 배 정도의 오차를 발생시킨다.

ϵ_{mf} 값은 실린더에서 일정한 부피를 차지하고 있는 시료의 무게를 측정함으로써 구한 ϵ_p 값으로 대체할 수 있다고 Leva는 보고하였다[3]. 그러나 우리의 경험에 의하면 ϵ_p 값은 용기에 고체 입자를 부어넣는 속도, 그리고 입자층을 유체가 흐르거나, 용기가 흔들리는 상황에도 영향을 받는다. 이에 대

Table 1. Properties of particles.

material	K. S Sieve No.	size range (mm)	mean diameter (mm)	density (kg/m ³)	ϵ_p	ϵ_{mf}	ψ
low-grade anthracite	- 18 +20	1.0-0.84	0.924	2420	0.587	0.60	0.69 (0.668*)
ash	- 45 +60	0.35-0.25	0.294	2420	0.584	0.591	0.67 (0.667*)
	- 8 +10	2.38-2.00	2.158	2557	0.53	0.53	0.76
sand	- 18 +20	1.0-0.84	0.913	2557	0.463	0.476	0.90
	- 45 +60	0.35-0.25	0.315	2557	0.478	0.478	0.92

*values obtained by equation(3)

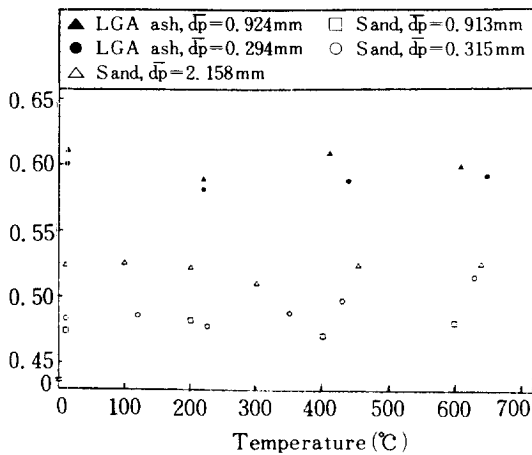


Fig. 2. Effect of temperature on minimum fluidization bed voidage for various particle sizes of materials.

해 Svoboda [4]는 ϵ_p 최소값을 실린더에 가능한 한 천천히 부음으로서 얻고 고체가 담겨져 있는 실린더를 완전히 혼든 후에 측정된 값을 최대값으로 하여 비교하였다.

Leva가 제안한 방식으로 구한 ϵ_{mf} 값은 실제 실험에 의해서 구한 값보다 몇 % 정도 낮은 값이었다. 본 실험에서 구한 ϵ_{mf} 의 관계식은 다음과 같다.

$$\epsilon_{mf} = 1 - \frac{W}{SH_{mf}(\rho_s - \rho_f)} \quad (1)$$

여기서 S는 유동층의 단면적, W는 시료의 무게, H_{mf} 는 최소 유동화 속도시 층 높이이다. 한편 실험 범위에서 $\rho_s \gg \rho_f$ 이므로 기체밀도 값은 (1)식에서 무시될 수 있다.

저질탄 회재와 모래입자에 대한 온도에 따른 ϵ_{mf} 의 결과가 Fig. 2에 나타나 있다. 전체 입자 범위에서 저질탄 회재의 ϵ_{mf} 는 모래입자보다 9.5-22.9% 정도 높았다. 이는 저질탄 회재가 모래입자보다 다소 날카로운 형태를 지녔기 때문으로 판단된다. 또한, 입자의 종류나 크기에 있어서 ϵ_{mf} 값은 다소 차이를 보였고 온도가 변화함에 따라 ϵ_{mf} 값 역시 변화되는 것이 발견되었다. 하지만 이에 대한 원인 설명은 기존 문헌에서도 보고된 바 없다.

3-2. Sphericity

시료의 sphericity는 Broadhurst와 Becker [5]에

의한 photographic 방법에 의해서나 혹은 Foust 등 [6]이 제시한 바와 같이 고정층 압력강하와 공극율, ϵ_p 값을 Ergun식에 대입하여서도 구할 수 있다. 이 식에 사용되는 ϵ_p 나 sphericity (ψ)는 실제 계에서는 불완전하게 적용될 수 밖에 없는 개념인데, 이는 실제로 두 인자가 상호 독립적이지 아니며 실험기술에 의해서 영향을 받기 때문이다. Ergun식에 의하면 ϵ_p 측정에 있어서의 오차는 입자 sphericity 결과에 있어서 2배정도 오차를 발생시킨다. 실제 실험값인 ϵ_p 는 유동층내의 온도나 기체의 유속에 어느정도 영향을 받는다. 이에 대한 명확한 해답은 층 높이를 얼마만큼 직접적이면서도 정확히 측정하는가에 따라 달려 있다.

본 실험에서는 sphericity를 구하기 위해서 두가지 방법을 사용하였다. 첫째로, 고정층의 압력강하와 유체의 속도 두가지 데이터를 다음과 같은 Ergun식에 적용하여 입자의 sphericity를 구하였다.

$$\frac{\Delta P}{H} \psi^2 - 1.75 \frac{(1 - \epsilon_p) \rho_f U_f^2}{\epsilon_p^3 \bar{d}_p} \psi - 150 \frac{(1 - \epsilon_p)^2 \mu_f U_f}{\epsilon_p^3 \bar{d}_p^2} = 0 \quad (2)$$

두번째 방법은 저질탄 회재에 대해서만 적용하였는데, 현미경을 통해 저질탄 회재 입자를 살펴보면 대부분 납작한 직육면체로 볼 수 있다. 따라서 입자를 직육면체로 가정하여 입자의 최대길이, 최소길이, 두께를 측정하여 sphericity를 구하는 기본식인,

$$\psi = \left(\frac{\text{surface of sphere}}{\text{surface of particle}} \right) \text{ both same volume} \quad (3)$$

식을 이용하여 저질탄 회재 입자의 sphericity를 구하였다.

3-3. 최소 유동화 속도의 측정값과 기존식에 의한 계산치와의 비교

최소 유동화 속도의 측정에서 실험상 흔히 발생될 수 있는 오차는 열전대(thermocouple)의 복사열에 의한 오차, 마노메타 및 로타메타의 눈금을 잘못 읽음으로서의 오차, 실험중 마모에 의한 입자크기의 변화 등이다. 본 실험에서는 열전대에 의한 복사열에 의한 영향은 심각하지 않았다. 유동층 벽면과 층 중심부간의 온도차는 20°C 이상 벗어나지

않았다. 그리고 최소 유동화 측정실험 전후에 걸쳐서 층내 물질의 온도변화에 의한 차는 10°C 미만이었다. 유동층의 공기상자(Air Box)에서의 대기압의 변화가 로타메타 눈금을 읽는데 미치는 영향은 2.7% 이내였다. 전체 온도범위에서 층내 물질의 비산으로 인한 무게 감소는 1.1~2.6%이고, attrition으로 인한 약간의 입자 크기 이동이 발견되었다. 실험에 의해 측정된 U_{mf} 값은 Table 2에 수록되어 있다.

실험값과 이론적인 예상치를 비교하기 위해서 문헌에 나와있는 식들을 Table 3에 수록하였는데 (a) ϵ_{mf} 와 sphericity의 값이 요구되는 식, (b) ϵ_{mf} 만 요구되는 식, (c) ϵ_{mf} 나 sphericity가 필요없는 식의 세 그룹으로 분류되어 있다.

Fig. 3에서 8가지 저질탄 회재 및 모래입자의

최소 유동화 속도 실험치와 선택된 6개의 U_{mf} 추산식에 의한 예측치가 비교되어 있다. 모래입자의 경우 입자의 평균직경이 2.16mm 정도에서 최소 유동화 속도는 온도가 상승됨에 따라서 증가되었지만, 직경 0.913mm에서는 온도에 영향을 받지 않고 일정하였다. 하지만 입자 직경이 비교적 작은 $\bar{d}_p = 0.315\text{mm}$ 에서는 온도가 증가함에 따라 최소 유동화 속도는 감소하였다. 저질탄 회재도 직경 0.924mm에서 최소 유동화 속도는 온도 상승에 따라 미소하게 감소하였고, 직경 0.294mm의 경우는 큰 입자에 비해 최소 유동화 속도는 온도가 상승됨에 따라 상대적으로 큰 폭으로 감소되는 경향을 보였다. 이것은 평균 입자가 큰 입자($Re_p > 100$)에서는 기체의 밀도가 U_{mf} 값을 결정하는 가장 중요한 인자가 되어 온도가 상승됨에 따라서 U_{mf} 는 증가되지만,

Table 2. Experimental values of minimum fluidization velocity.

Material	\bar{d}_p (μm)	U_{mf} (cm/sec)	Temperature ($^{\circ}\text{C}$)
Sand	2158	83.6	10
		113.08	100
		110.73	200
		131.68	300
		138.78	450
		154.05	640
	913	51.5	7
		54.9	200
		56.78	400
		55	600
	315	13.25	8.5
		7.87	120
		6.92	230
		7.07	350
		7.48	430
		6.38	630
Low-grade anthracite ash	924	56.25	12
		58.8	210
		57.9	410
		54.76	630
	294	7.43	11
		6.09	220
		5.66	440
		4.34	650

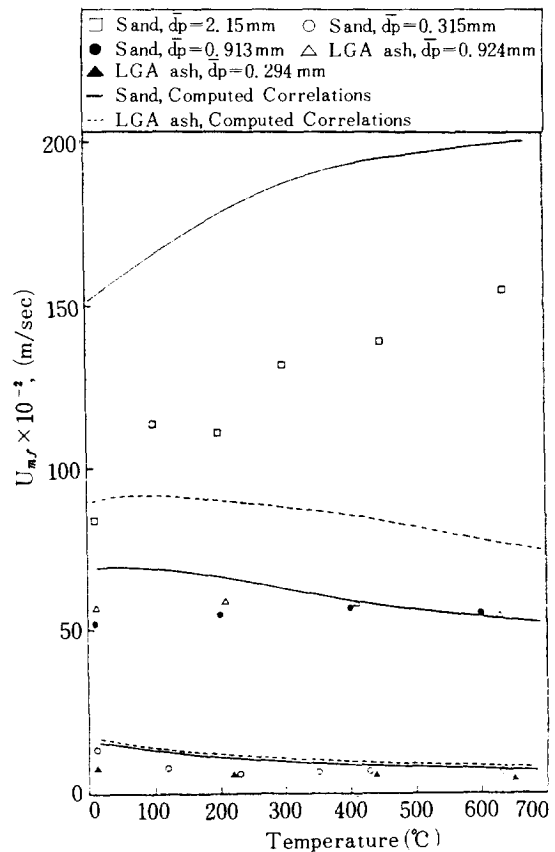


Fig. 3. Comparison of measured and computed values of minimum fluidization velocities by Ergun equation (6) of sand and LGA ash.

Table 3a. Correlations of minimum fluidization velocity(including ϵ_{mf} and ϕ).

Author	Reference No.	Equation	Remarks	Equation No.
Johnson (1949)	7	$18\text{Re}_{mf} = \text{Ar} \phi^2 \left(\frac{\epsilon_{mf}^5}{1 + 0.5(1 - \epsilon_{mf})} \right)$ $U_{mf} = 0.171 \text{dp} \phi \left(\frac{\epsilon_{mf}}{1 - \epsilon_{mf}} \right)^3$ $\left(\frac{g^2 \rho_s \epsilon_{mf}^6}{\mu_f (1 - \epsilon_{mf}) [1 + 0.5(1 - \epsilon_{mf})]} \right)^{1/3}$	$\text{Re} < 2$ $\text{Re} > 2$	4 5
Ergun (1952)	8	$\text{Ar} = \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \phi^2} \text{Re}_{mf} + 1.75 \frac{\text{Re}_{mf}^2}{\epsilon_{mf}^3 \phi}$	not limited	6
Leva (1959)	3	$U_{mf} = \frac{5 \times 10^{-3} (\phi \text{dp})^2 (\rho_s - \rho_f) g \epsilon_{mf}^3}{\mu_f (1 - \epsilon_{mf})}$	$\text{Re}_{mf} < 10$	7
Anderson (1961)	9	$\text{Ar} = \frac{36zq^2(1 - \epsilon_{mf})\text{Re}_{mf}}{\epsilon_{mf}^3 \phi^2} + \frac{6C_i q^3 \text{Re}_{mf}^2}{\epsilon_{mf}^3 \phi}$ $Zq^2 = \frac{1}{2(1 - \epsilon_{mf}) \epsilon_{mf}^{1.59}}$ $q = 1.71 \left\{ \frac{(1 - \epsilon_{mf})^{0.15}}{\epsilon_{mf}} \right\}$	$C_i = 45/8$ for $\text{Re}_{mf} < 20$ $C_i = 1/(2\text{Re}_{mf}^{1/3})$ for $\text{Re}_{mf} > 20$	8
Wen & Yu (1966)	10	$\epsilon_{mf}^{4.7} \phi^2 \text{Ar} = 18\text{Re}_{mf} + 2.7 \phi^{0.687} \text{Re}_{mf}^{1.687}$	not limited	9
Kunii and Levenspiel (1969)	11	$U_{mf} = \frac{(\phi \text{dp})^2 (\rho_s - \rho_f) g \epsilon_{mf}^3}{150 \mu_f (1 - \epsilon_{mf})}$ $U_{mf}^2 = \frac{\phi \text{dp} (\rho_s - \rho_f) g \epsilon_{mf}^3}{1.75 \rho_f}$	$\text{Re}_{mf} < 20$ $\text{Re}_{mf} > 1000$	10 11

Table 3b. Correlations of minimum fluidization velocity(including only ϵ_{mf}).

Author	Reference No.	Equation	Remarks	Equation No.
Goroshko et al. (1966)	12	$\text{Re}_{mf} = \frac{\text{Ar}}{\frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} + \left(\frac{1.75 \text{Ar}}{\epsilon_{mf}^3} \right)^{1/2}}$	—	12
Zenz (1978)	13	$\epsilon_{mf} = 1.4673081 + 0.0147726(\beta) - 0.2864208 \ln \alpha + 0.1860124 \ln \beta + 0.00814068 (\ln \beta)^2$ where $\alpha = \frac{\bar{\text{dp}}}{\left[\frac{3}{4} \frac{\mu_f^2}{\rho_f (\rho_s - \rho_f) g} \right]^{1/3}}$ $\beta = \frac{U_{mf}}{\left[\frac{4}{3} \frac{\mu_f (\rho_s - \rho_f) g}{\rho_f^2} \right]^{1/3}}$	—	13

Table 3c. Correlations of minimum fluidization velocity.

Author	Reference No.	Equation	Remarks	Equation No.
Baerg, et al. (1950)	14	$U_{mf} = 0.361 (dp \rho_{sb})^{1.23} / \rho_f$	○ F. M. ; air ○ S. P. ; glass beads, alumina, iron powder, cracking catalyst ○ \bar{dp} ; 0.06 - 0.876 mm ○ $Re < 20$	14
Miller and Logwinuk (1951)	15	$U_{mf} = \frac{1.25 \times 10^{-3} dp^2 (\rho_s - \rho_f)^{0.9} \rho_f^{0.1} g}{\mu_f}$	○ F. M. ; air, ethane, He, CO ₂ ○ S. P. ; Al ₂ O ₃ , SiC, SiO ₂ , Silica gel ○ \bar{dp} ; 0.097 - 0.249 mm ○ $Re < 5$	15
Van Heerden et al. (1951)	16	$U_{mf} = \frac{1.23 \times 10^{-3} dp^2 \rho_{sb} g}{B \mu_f}$	○ F. M. ; air, Ar, CO ₂ , town gas, methane ○ S. P. ; iron oxide, coke, caborundum ○ \bar{dp} ; 0.097 - 0.658 mm ○ $Re < 13$	16
Leva, Shirai and Wen (1956)	17	$U_{mf} = 7.39 \frac{dp^{1.82} (\rho_s - \rho_f)^{0.94}}{\rho_f^{0.06}}$	$Re < 5$	17
Goroshko, Rozemaum and Todes (1958)	18	$Re_{mf} = \frac{Ar}{1400 + 5.22 Ar^{1/2}}$	not limited	18
Leva (1959)	3	$U_{mf} = 9.3 \times 10^{-3} \frac{dp^{1.82} (\rho_s - \rho_f)^{0.94}}{\mu_f^{0.88} \rho_f^{0.06}}$	○ F. M. ; air, He, CO ₂ ○ S. P. ; sand, anthracite, catalyst ○ \bar{dp} ; 0.051 - 0.97 mm ○ $Re < 10$	19
Rowe and Henwood (1961)	19	$Re_{mf} = 8.1 \times 10^{-3} Ar$		20
Narasimhan (1965)	20	$Re_{mf} = 4.29 (0.119 \log dp + 1.417) \{ [1 + 1.10 \times 10^{-5} dp - 0.55 (dp U_t \rho_f / \mu_f)]^{1/2} - 1 \}$		21
Frantz (1966)	21	$Re_{mf} = 1.065 \times 10^{-3} Ar$	○ F. M. ; H ₂ , N ₂ , Ar, ethane mixture of gases ○ \bar{dp} ; 0.046 - 0.305 mm ○ $Re < 32$	22
Wen & Yu (1966)	22	$Re_{mf} = (33.7^2 + 0.0408 Ar)^{1/2} - 33.7$	not limited	23
Davies and Richardson (1966)	23	$Re_{mf} = 7.8 \times 10^{-4} Ar$	○ F. M. ; air ○ S. P. ; catalyst	24

Author	Reference No.	Equation	Remarks	Equation No.
Bourgeois and Grenier (1968)	24	$Re_{mf} = (25.46^2 + 0.03824 Ar)^{1/2} - 25.46$		25
Sosna and Kondukov (1968)	25	$\frac{U_{mf}}{(g\rho_f/\mu_f)^{1/3}} = 0.025 [dp (g\rho_f^2/\mu_f^2)^{1/3}]^{1.3}$ $\times \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f}\right)^{0.6} \pi C^{0.33}$ $\pi C = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{X_i \rho_{s, max} dp_{max}^3}{X_{i, max} \rho_{si} dp_i^3}}{\sum_{i=1}^n \frac{X_i \rho_{s, max} dp_{max}}{X_{max} \rho_{si} dp_i}}$	$\bar{dp} (g\rho_f^2/\mu_f^2)^{1/3} \leq 3$	26
Pillai and Raja Rao (1971)	26	$U_{mf} = 7.01 \times 10^{-4} \frac{dp^2 (\rho_s - \rho_f)}{\mu_f}$	○ F. M. ; air ○ S. P. ; iron and aluminum powder, sand, polystyrene ○ \bar{dp} ; 0.058 - 0.11mm ○ $Re < 20$	27
Bena (1971)	27	$Re_{mf} = \frac{1.38 \times 10^{-3} Ar}{(Ar + 19)^{0.11}}$	○ $Re < 39$ ○ $Ar < 10^4$	28
Baeyens and Geldart (1973)	28	$Ar = 1823 Re_{mf}^{1.07} + 21.27 Re_{mf}^2$	○ $850 < \rho_s < 8810 \text{ kg/m}^3$ ○ F. M. ; air ○ \bar{dp} ; 0.05 - 4mm	29
		$U_{mf} = \frac{9.125 \times 10^{-4} [(\rho_s - \rho_f)g]^{0.934} dp^{1.8}}{\mu_f^{0.87} \rho_f^{0.066}}$		30
Kumar and Sen Gupta (1974)	29	$Re_{mf} = 5 \times 10^{-3} \left(\frac{\bar{dp}^3 \rho_f (\rho_{sav} - \rho_f) g}{\mu_f^2} \right)^{0.78}$	○ F. M. ; air ○ S. P. ; mixture of sand, salt, sugar and magnetite	31
Broadhurst and Becker (1975)	30	$\frac{g(\rho_s - \rho_f) dp}{\rho_f \mu_{mf}^2} = 2.42 \times 10^5 \left(\frac{\mu_f^2}{\rho_f (\rho_s - \rho_f) g dp^2} \right)^{0.85}$ $\left(\frac{\rho_s}{\rho_f} \right)^{0.13} + 37.7$	not limited	32
Saxena and Vogel (1977)	31	$Re_{mf} = (25.28^2 + 0.0571 Ar)^{1/2} - 25.28$	○ $6 < Re_{mf} < 102$ ○ F. M. ; air ○ $\rho_s = 3190 \text{ kg/m}^3$ ○ \bar{dp} ; 0.088 - 1.41mm	33
Babu, et al. (1978)	32	$Re_{mf} = (25.25^2 + 0.0651 Ar)^{1/2} - 25.25$	$0.02 < Re_{mf} < 170$	34
Riba, Routie and Couderc (1978)	33	$Re_{mf} = 1.54 \times 10^{-2} (Ar')^{0.66} M_v^{0.7}$ $Ar' = dp^3 \rho_f^2 g / \mu_f^2$ $M_v = (\rho_s - \rho_f) / \rho_f$		35
Doichev and Akhmakov (1979)	34	$Re_{mf} = 1.08 \times 10^{-3} Ar^{0.947}$	○ F. M. ; air ○ S. P. ; Glass beads ○ $\rho_s = 2650 \text{ kg/m}^3$ ○ \bar{dp} ; 0.09 - 2.2mm	36

Author	Reference No.	Equation	Remarks	Equation No.
Richardson and Jeromino (1979)	35	$Re_{mf} = (25.7^2 + 0.0365 Ar)^{1/2} - 25.7$		37
Limas (1980)	36	$Re_{mf} = 12.56 \times 10^{-2} Ar^{10.523} M_v^{0.66}$		38
Thonglimp (1981)	37	First form		
		$Re_{mf} = 7.54 \times 10^{-4} Ar^{0.98}$	$Re_{mf} < 30$	39
		$Re_{mf} = 1.95 \times 10^{-2} Ar^{0.66}$	$30 < Re_{mf} < 180$	40
		Second form		
		$Re_{mf} = (31.6^2 + 0.0425 Ar)^{0.5} - 31.6$		41
Grace (1982)	38	$Ar = 1333 Re_{mf} + 24.5 Re_{mf}^2$	Correlation from literature data	42
Nakamura, et al. (1985)	39	$Ar = 1460 Re_{mf} + 21.5 Re_{mf}^2$	not limited	43

* F. M. ; Fluidizing Medium S. P. ; Solid Particles.

작은 입자의 경우($Re < 10$) 기체의 점도가 가장 중요한 인자가 되어 온도가 증가함에 따라 기체의 점도도 같이 증가되어 U_{mf} 는 온도의 상승에 따라 감소되는 것으로 예상된다. 하지만 U_{mf} 는 점도가 증가됨에 따라서 비례적으로 감소되지 않는데, 이것은 층 공극율도 온도의 상승에 따라 증가되기 때문이다.

Fig. 3 실험치와 Ergun식 (6)과 비교하였는데 모래입자의 경우 상대 오차 평균(δ)은 40% 내의 값을 보였다. 특히 $\bar{d}_p = 0.913 \text{ mm}$ 인 모래입자는 δ 값이 -12.9% 정도로 가장 근접된 값을 보였다. 하지만 저질탄 회재입자의 경우 모래입자보다 상대 평균 오차값이 큰 값을 보였는데 작은 입자($\bar{d}_p = 0.294 \text{ mm}$)에서 더욱 오차값이 컸다.

Fig. 4는 Wen과 Yu식 (23)을 사용한 예측치와 실험치를 비교한 것인데, 모든 입자 경우에 있어서 비교적 잘 일치하고 있다. 특히 모래입자의 경우 $\bar{d}_p = 2.158 \text{ mm}$ 에서 가장 평균 오차값이 작았고, 평균입자 직경이 작아질수록 δ 값은 약간 증가되었지만 그 값은 33%내외였다.

Fig. 5는 ϵ_{mf} 만 포함하는 이론식인 Goroshko 식 (12)에 의한 예측치와 실험치를 비교하였는데, 모든 입자에서 예측치는 실험치보다 높은 값을 보였는데 저질탄 회재의 경우 상대 평균 오차값은 -90

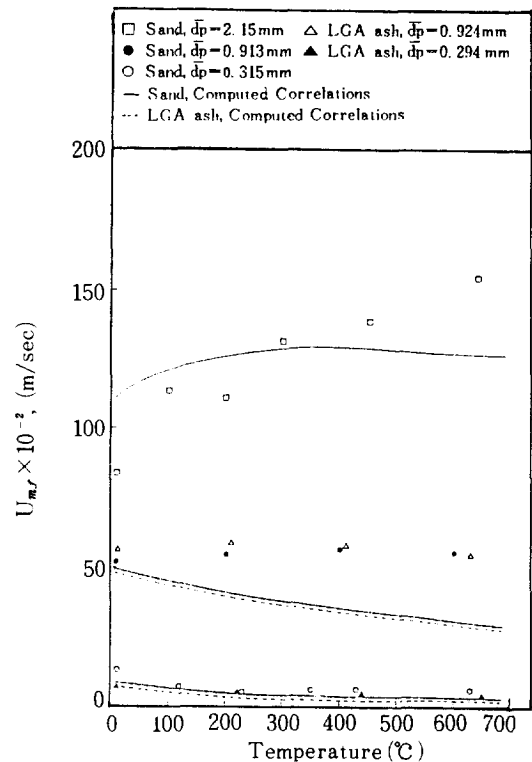


Fig. 4. Comparison of measured and computed values of minimum fluidization velocities by Wen & Yu equation (23) of sand and LGA ash.

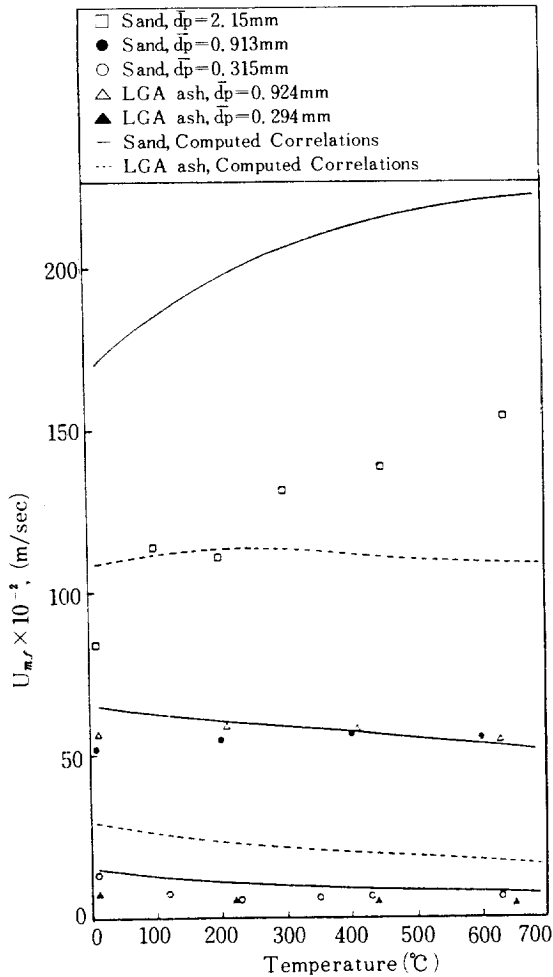


Fig. 5. Comparison of measured and computed values of minimum fluidization velocities by Goroshko equation (12) of sand and LGA ash.

% 이상이었다.

Fig. 6은 Broadhurst & Becker 식과 실험값과 비교한 그림이다. 이 식에 의한 예측치는 Wen과 Yu식 (23)과 같이 대부분 모든 입자에 대해서, 특히 $\bar{d}_p=0.294$ mm의 저질탄 회재의 경우 실험치와 가장 잘 일치하였다.

Fig. 7은 모든 Re 값에서 적용되고 ϵ_{mf} , ψ 값을 포함하는 Wen과 Yu식 (9)에 의한 예측치와 실험값을 비교하였는데, 일반적으로 실험치보다 높은 값을 보였다. 또한, Ergun식 (6)의 경우와 비슷하게

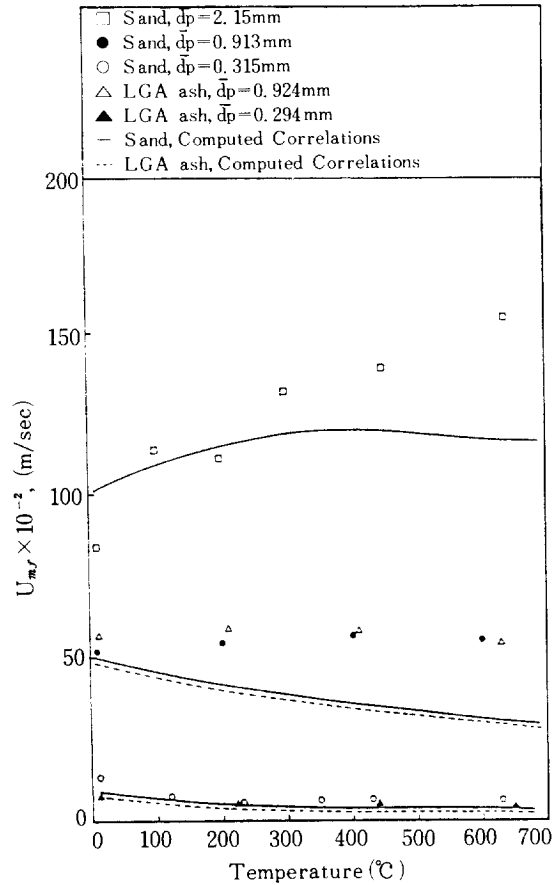


Fig. 6. Comparison of measured and computed values of minimum fluidization velocities by Broadhurst & Becker equation (32) of sand and LGA ash.

$\bar{d}_p=0.913$ mm 모래입자의 실험치와 잘 일치하였다. 하지만 저질탄 회재입자의 경우에는 모래입자의 경우보다 상대적으로 큰 평균 오차값을 보인다.

Fig. 8은 ϵ_{mf} , ψ 값은 포함하지 않는 Todes식 (18)과 실험치와 비교하였는데 상대 평균 오차값은 모든 경우에 있어서 40%를 넘지 않았다. 또한 $\bar{d}_p=0.294$ mm인 저질탄 회재에서 실험치와 잘 일치하였다. 비교한 식들에 대해서 구한 상대 평균 오차가 Table 4에 요약되어 있다. 저질탄 회재의 실험치와 잘 일치하는 식은 ϵ_{mf} 와 ψ 를 포함하지 않는 단순화된 식인데, ϵ_{mf} 만 포함하는 식인 Goroshko식 (12)이 상대 평균 오차가 가장 컸다.

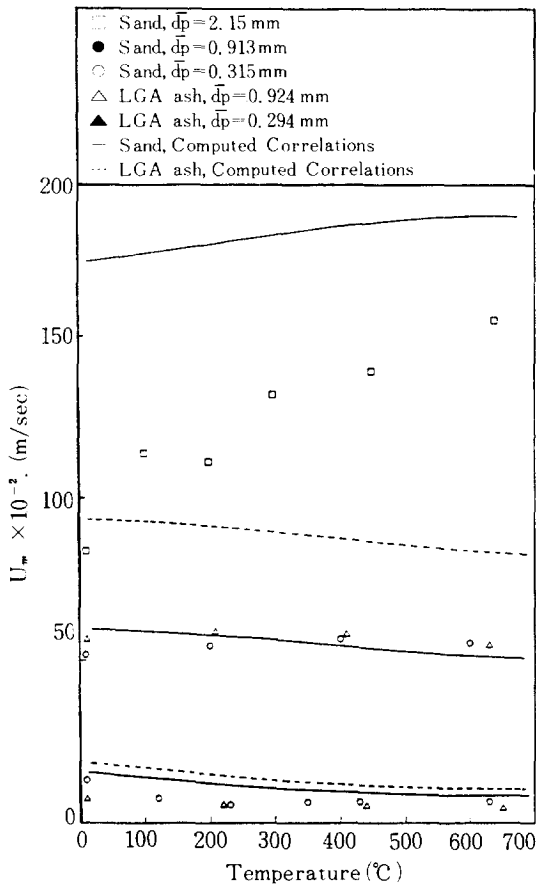


Fig. 7. Comparison of measured and computed values of minimum fluidization velocities by Wen & Yu equation (9) of sand and LGA ash.

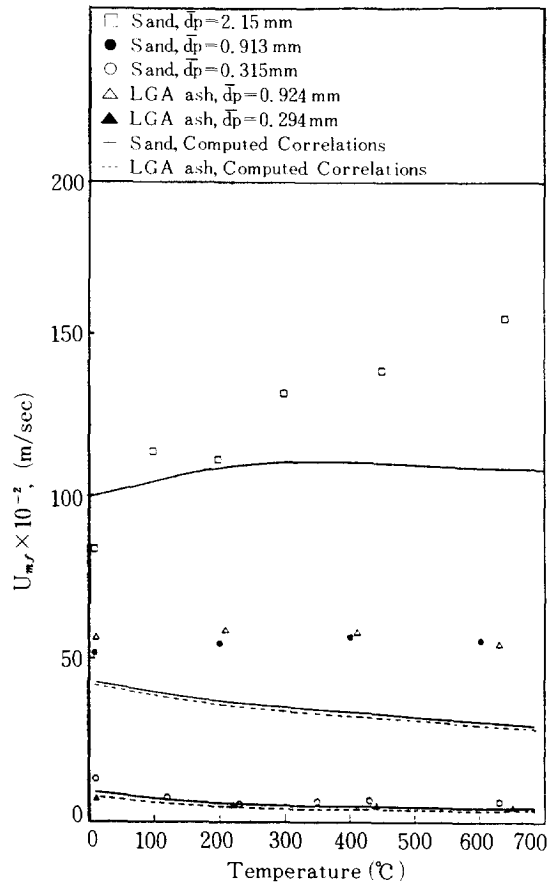


Fig. 8. Comparison of measured and computed values of minimum fluidization velocities by Todes equation (18) of sand and LGA ash.

Table 4. Mean deviations of computed and experimental value.

equations materials (dp, mm)	Ergun (6)	Wen & Yu (9)	Goroshko (12)	Todes (18)	Wen & Yu (23)	Broadhurst & Becker (32)
Sand (2.38-0.21)	-31.18%	-38.95%	-39.62%	22.93%	17.77%	16.4%
Low-grade Anthracite ash (1.19-0.21)	-66.14%	-93.41%	-165.25%	29.48%	29.64%	21.45%

3 - 4. Wide size distribution 저질탄 회재의 유동화 속도

일반적으로 응집성이 없고 균일한 크기의 입자는 고정층에서 유동화 상태로 전환될 때 명확한 전이

(Sharp Transition)가 일어난다. 이때 유동층내의 압력강하는 층의 단위면적당의 입자의 buoyant 무게와 근사한 값을 가진다. 그러나 광범위한 입자의 분포에서는 고정층에서 유동화 상태로 넘어가는 전

이는 뚜렷하지 않은데 이것은 큰 입자들이 유동화 되기 전에 미세한 입자들이 먼저 유동화 되기 때문이다. 본 실험에서는 실제 유동층 조업에서 층내에 존재할 수 있는 wide size distribution 저질탄 회재에 대해서 최소 유동화 속도 측정 실험을 하였는데 유동층에서 부분적인 입자 segregation이 일어났다. 이때 사용된 회재의 입자범위는 $4.76-0.0074\text{mm}$ 이다. 또한 체분석에 의한 평균입자 직경 결정의 타당성을 입증하기 위해서 입자크기 30 mesh이하의 광범위한 범위의 저질탄 회재에 대해서 실험을 실

시하였다. 이에 대한 실험전후의 체분석에 의한 결과는 Table 5에 보고되어 있다.

본 연구에서는 평균입자크기를 $\bar{d}_p = 1/\sum (x/\bar{d}_p)_i$ 로 계산한 값으로 정하였고 이 값은 실험 후의 체분석에 의한 값을 대표값으로 취하였는데 실험 초기에 미세한 입자들이 대부분 비산된 것으로 간주하였다. 여기서 비산량은 초기에 장입된 층내 물질의 무게보다 2-8% 가량 감소하였다. wide size distribution 저질탄 회재의 U_{mf} 값은 Table 6에 요약되어 있는데 특히 $\bar{d}_p = 0.285\text{mm}$ 의 U_{mf} 값은 Table

Table 5. Particle size distribution of low-grade anthracite ash.

K. S. Sieve No.	Size Range (mm)	Weight Fraction in the Range			
		Before		After	
		case 1	case 2	case 1	case 2
+ 4	>4.76	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
- 4 + 6	4.76 - 3.36	6.6×10^{-3}	↑	4.28×10^{-3}	↑
- 6 + 8	3.36 - 2.38	0.0226		0.0195	
- 8 + 10	2.38 - 2.0	0.0342		0.0286	
- 10 + 12	2.0 - 1.68	0.0564		0.0517	
- 12 + 14	1.68 - 1.41	0.0567		0.0600	
- 14 + 16	1.41 - 1.19	0.0934		0.0774	
- 16 + 18	1.19 - 1.0	0.0842		0.0843	
- 18 + 20	1.0 - 0.84	0.1054		0.1010	
- 20 + 25	0.84 - 0.71	0.1089		0.1063	
- 25 + 30	0.71 - 0.59	0.1012	0.0000	0.1146	0.0000
- 30 + 35	0.59 - 0.5	0.0659	0.1066	0.0765	0.1237
- 35 + 40	0.5 - 0.42	0.0535	0.1602	0.0631	0.1855
- 40 + 45	0.42 - 0.35	0.0448	0.1303	0.0445	0.1565
- 45 + 50	0.35 - 0.297	0.0410	0.0915	0.0412	0.0912
- 50 + 60	0.297 - 0.25	0.0408	0.1398	0.0496	0.1598
- 60 + 70	0.25 - 0.21	0.0275	0.0925	0.0319	0.0937
- 70 + 80	0.21 - 0.177	0.0208	0.0721	0.0157	0.0721
- 80 + 100	0.177 - 0.149	0.0169	0.0888	0.0210	0.0694
- 100 + 120	0.149 - 0.125	3.2×10^{-3}	0.0234	2.9×10^{-3}	0.0181
- 120 + 140	0.125 - 0.105	7.4×10^{-3}	0.0326	3.81×10^{-3}	0.0171
- 140 + 170	0.105 - 0.088	2.46×10^{-3}	0.0237	4.76×10^{-3}	5.8×10^{-3}
- 170 + 200	0.088 - 0.074	2.46×10^{-3}	0.0161	1.19×10^{-3}	1.4×10^{-3}
- 200	<0.074	3.5×10^{-3}	0.0224	4.8×10^{-4}	3.1×10^{-3}
Average Particle Diameter (mm)		0.554	0.238	0.562	0.285

Table 6. Experimental values of U_{mf} for low-grade anthracite ash of wide size distribution.

\bar{d}_p (mm)	Temp. (°C)	U_{mf} (cm/s)
0.562	15	31
	210	23.7
	410	19.6
	580	14.8
	14	6
0.285	250	5.79
	460	5.32
	660	5.12

2에 있는 monosize 경우의 U_{mf} 값과 잘 일치한다. 따라서 wide size distribution의 경우에는 체분석에 의한 입도분포로부터 평균 입자 직경을 구하여 이 평균 입자 직경을 monosize 경우의 직경과 동일하게 사용할 수 있다는 것이 부분적이기는 하지만 입증되었다.

앞에서 언급한 바와 같이 기존의 식들은 저질탄 회재의 U_{mf} 산출에 부적당하다는 것이 판명되었는데 (Fig. 3-8) 비교적 오차가 적고, 또 일반적으로 널리 쓰이는 Ergun식을 변형하면 저질탄 U_{mf}

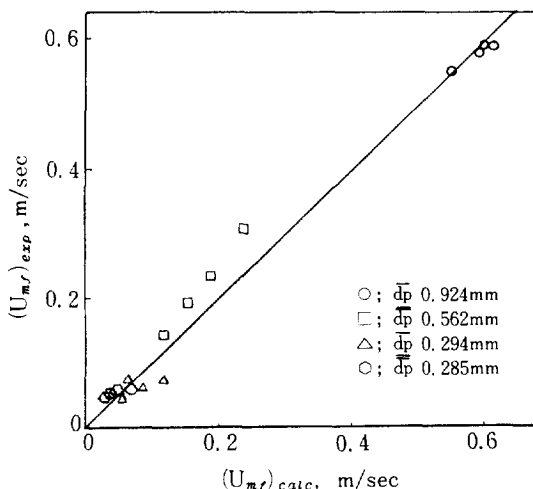


Fig. 9. Comparison of U_{mf} as calculated from modified Ergun equation and experimentally measured.

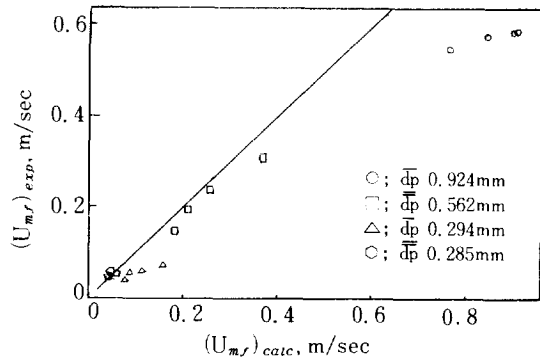


Fig. 10. Comparison of U_{mf} as calculated from original Ergun equation and experimentally measured.

추정치를 잘 나타낼 수 있는지의 여부를 조사해 보았다. U_{mf} 추정치로부터 non-linear regression에 의해 Ergun식의 상수값을 구한 결과

$$Ar = \frac{198.135(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \phi^2} Re_{mf} + 4.50 \frac{Re_{mf}^2}{\epsilon_{mf}^3 \phi} \quad (44)$$

과 같은 변형된 Ergun식을 얻었는데 이 식으로 부터의 예측치와 실측치와의 비교가 Fig. 9에 나타나 있는데 원래의 Ergun식의 경우 (Fig. 10)에 비해 상관관계가 탁월하며 실측치 값을 비교적 잘 나타내는 것을 보여주고 있다. 따라서 저질탄 회재의 경우에 U_{mf} 를 계산하기 위해서는 식(44)를 사용하는 것이 문헌에 나와있는 기존식들 보다 적절하며 저질탄의 유동층 연소 관련기술 개발에 유용하게 사용될 수 있다.

4. 결 론

본 연구에서는 저질탄 회재 및 모래입자의 온도와 입자 크기에 따른 최소 유동화 속도를 측정하여 문헌에 나타나 있는 관계식들과 비교하였는데 다음과 같이 결론을 내릴 수 있다.

1. 저질탄 회재 및 모래입자의 최소 유동화 속도는 15-700°C 온도 범위내에서 온도에 따라 감소하지만 입자 직경이 2mm 이상일 때에는 온도 상승에 따라 오히려 증가한다.

2. ϵ_{mf} 와 sphericity를 필요로 하는 U_{mf} 계산식에서는 U_{mf} 값이 ϵ_{mf} 와 sphericity에 민감한 영향

을 받는데 ϵ_{mf} 값은 온도가 증가함에 따라 역시 변화되는 경향을 보여준다.

3. 저질탄 회재의 경우 U_{mf} 는 변형된 Ergun 식 (Eq. 44) 을 사용하여 계산하는 것이 기존식들보다 정확한 값을 가져다 준다.

NOMENCLATURE

d_p	: particle (surface mean) diameter, m or μm
\bar{d}_p	: average particle diameter over the narrow cut, m or μm
$\bar{\bar{d}}_p$: average particle diameter over the wide size range, m or μm
g	: gravitational acceleration, m/sec^2
H	: bed height of fixed bed, m
H_{mf}	: bed height at minimum fluidization velocity, m
ΔP	: pressure drop, Pa
S	: Cross-sectional area of reactor, m^2
U_{mf}	: minimum fluidization velocity, m/sec
U_f	: superficial gas velocity in empty column, m/sec
U_t	: terminal velocity of solid particles, m/sec
W	: weight of poured bed, Kg
X_i	: weight portion of size fraction

Dimensionless group

Ar	$= g d_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f) / \mu_f^2$: Archimedes number
Ar'	$= g d_p^3 \rho_f^2 / \mu_f^2$: modified Archimedes number
M_v	$= (\rho_s - \rho_f) / \rho_f$: density ratio

Greek Letters

δ	$= \sum_{i=1}^m [(U_{mf})_{\text{exp}} - (U_{mf})_{\text{calc}}] / (U_{mf})_{\text{calc}}$: mean relative deviation
ϵ_p	: bed voidage of poured bed
ϵ_{mf}	: bed voidage at minimum fluidization velocity
ϕ	: particle sphericity

$\bar{\phi}$: mean particle sphericity
ρ_f	: fluid density, Kg/m^3
ρ_{sb}	: bulk density of bed, Kg/m^3
ρ_s	: solid density, Kg/m^3
μ_f	: fluid (air) viscosity, Pa. s
ν_f	: fluid kinematic viscosity m^2/sec

REFERENCES

1. KAIST Report: "Fluidized Bed Combustion of Low-grade Anthracite", N25 (2)-2062-6 (1985).
2. Choi, J.H., Park, Y.S., Park, Y.O., Park, W.H. and Son, J.E.: *Korean J. of Chem. Eng.*, **2**, 111 (1985).
3. Leva, M.: "Fluidization", McGraw-Hill, New York, NY (1957).
4. Svoda, K. and Hartman, M.: *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, **20**, 319 (1981).
5. Broadhurst, T.E. and Becker, H.A.: *AIChE J.*, **21**, 238 (1975).
6. Foust, A.S.: "Principles of Unit Operation", Wiley, New York, NY (1965).
7. Johnson, E., in Grewal and Saxena, S.C.: *Powder Technol., Short Commu.*, **26**, 229 (1980).
8. Ergun, S.: *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 89 (1952).
9. Anderson, B.K.E.: *Chem. Eng. Sci.*, **15**, 276 (1961).
10. Wen, C.Y. and Yu, Y.H.: *AIChE J.*, **12**, 610 (1966).
11. Kunii, D. and Levenspiel, O.: "Fluidization Engineering", Wiley, New York (1969).
12. Goroshko, V.D., et. al.: "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds", M.I.T. Press, Cambridge, Mass., 30 (1966).
13. Zenz, F.A., in Babu, S.P., et.al.: *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, No. 176, **74**, 176 (1978).
14. Baerg, A., et. al.: "Heat Transfer in a Fluidized Solids Bed", *Can. J. Res.*, **F28**, 287 (1950).
15. Miller, C.O. and Logwinuk, A.K.: *Ind. Eng. Chem.*, **43**, 1220 (1950).
16. Van Heerden, C.A., et. al.: *Chem. Eng. Sci.*, **1**, 38 (1951).

17. Leva, M., et. al., in Thonglimp, V., et. al.: *Powder Technol.*, **38**, 233 (1984).
18. Todes, O.M., et. al.: "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds", M.I.T. Press, Cambridge, Mass., 31 (1966).
19. Rowe, P.N. and Henwood, G.A.: Trans. Inst. Chem. Engrs., **39**, 43 (1961).
20. Narasimhan, G.: *AIChE J.*, **11**, 550 (1965).
21. Frantz, J.F.: Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., **62**, 21 (1966).
22. Wen, C.Y. and Yu, Y.H.: Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., **62**, 100 (1966).
23. Davies, L. and Richardson, J.W.: Trans. Inst. Chem. Eng., **44**, 293 (1966).
24. Bourgeois, P. and Grenier, P.: *Can. J. Chem. Eng.*, **46**, 325 (1968).
25. Sosna, M.C. and Kondukov, N.B. in Svoboda, K. and Hartman, M.: Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., **20**, 319 (1981).
26. Pillai, B.C. and Raja Rao, M. in Thonglimp, V., et. al.: *Powder Technol.*, **38**, 233 (1984).
27. Bena, J., et. al. in Svoboda, K. and Hartman, M.: Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., **20**, 319 (1981).
28. Baeyens, J. and Geldart, D., in Thonglimp, V., et. al.: *Powder Technol.*, **38**, 233 (1984).
29. Kumar, A. and Sen Gupta, P.: *Indian. J. Technol.*, **12**, 225 (1974).
30. Broadhurst, T.E. and Becker, H.A.: *AIChE J.*, **21**, 238 (1975).
31. Saxena, S.C. and Vogel, G.J.: Trans. Inst. Chem. Eng., **55**, 184 (1977).
32. Babu, S.P., et. al.: *AIChE Symp. Ser.*, No. 176, 184 (1978).
33. Riba, J.P., et. al.: *Can. J. Chem. Eng.*, **56**, 26 (1978).
34. Doichev, K. and Akhmakov, N.S.: *Chem. Eng. Sci.*, **34**, 1357 (1979).
35. Richardson, J.F. and Da st. Jeromino, M.A.: *Chem. Eng. Sci.*, **34**, 1419 (1979).
36. Limas Ballesteros, R., in Thonglimp, V., et. al.: *Powder Technol.*, **38**, 233 (1984).
37. Thonglimp, V.: "Fluidization", 2nd ed., Academic press, London, 31-33 (1985).
38. Grace, J.R.: "Hand Book of Multiphase Systems", Hemisphere Press, New York, 86 (1982).
39. Nakamura, M., et. al.: *Can. J. of Chem. Eng.*, **63**, 8 (1985).