

시멘트 원료 분말의 수직 공기압수송

이 정 수*·김 상 돈
 한국과학기술원 화학공학과
 (1982년 3월 17일 접수)

The Vertical Pneumatic Transport of Cement Raw Meal

Jung Soo Lee,* and Sang Done Kim
 Department of Chemical Engineering,
 Korea Advanced Institute of Science & Technology, Seoul 131, Korea

(Received; March 17, 1982)

요 약

수직 공기압 수송관(7.8 cm - 내경 × 600 cm - 높이)에서 시멘트 원료 분말($d_p = 23.6 \mu\text{m}$)을 수송할 때의 기포, 난류, 고속 및 희박상 흐름 특성을 연구하였다. 공기 유속 및 입자의 순환량이 압력강하, 층의 균일성 및 기체혼합에 미치는 영향을 결정하였다. 층의 균일성을 측정기 위하여 capacitance probe를 사용하였고, 기체혼합정도를 측정기 위하여 tracer를 주입하여서 농도 변화를 높이에 따라 측정하였다. 수송속도는 공기유속과 입자순환량을 변화시켰을 때 압력강하로써 결정하였다. 본 실험에서 기포층과 난류층의 경계속도는 39 cm/sec 이었고, 수송속도는 170 cm/sec로 나타났다. 난류흐름층의 균일성은 기체유속에 따라 증가하였으나 기체 역혼합도는 기체유속에 따라 감소하였다. 수직 공기 수송계의 흐름 특성을 결정기 위하여서 흐름 영역 경계도에 대한 실험식을 제시하였다.

ABSTRACT

The flow characteristics, the beds of bubbling, turbulent, fast and dilute phase, have been studied in a vertical transport line(7.8 cm-ID × 600 cm-height). The cement raw meals have been transported by compressed air at various flow regimes.

The effects of gas velocity and solid circulating rate on the pressure drop, bed homogeneity and gas backmixing have been determined by measuring the fluctuations of pressure drop.

* 동양시멘트 공업주식회사(Tong Yang Cement Mfg. Co., Ltd.)

Capacitance probe has been employed in order to measure the bed homogeneity. The degree of backmixing was measured using tracer injection technique. The transport velocity has been determined from the data of pressure drop at various air and particle circulation rates.

From the present study, the slug breakdown and transport velocities have been found to be 39 and 170 cm/sec, respectively. The bed homogeneity of turbulent bed increased with gas velocity. However, the extent of gas backmixing decreased with increasing gas rates in the turbulent beds.

Equations were proposed in order to construct a flow regime diagram in the vertical transport line.

I. 서 론

시멘트 산업에서 시멘트 및 시멘트 원료 분말의 수직 공기압 수송은 예비가소기를 포함한 여러 공정에서 필요 불가결한 공정이며 여러 화학공업 장치에서 널리 활용되고 있다. 더욱이 근래에 와서 석탄 연소 및 가스화 반응기로서도 연구가 활발히 진행중이다. 이러한 수송제는 비교적 큰 수송관에 작은 입자가 수송되므로 "non-chocking" 흐름 영역에서 수행되어진다.

Non-chocking 제에서는 고체입자들은 매우 균일하게 부유되어져서 희박상(dilute phase)으로 수송되며 높은 기체유속에서는 응축율이 거의 1.0에 가깝게 된다. 일정한 고체유량을 가진 희박상 흐름에서 기체유속을 점진적으로 감소시키면 고체입자의 농도가 증가하면서 입자 부유층의 균일성이 감소한다. 또한 합쳐진 입자의 흐름이 나타나며 입자들은 심한 내부 역혼합을 하면서 slugging 현상이 없이 위로 수송되어진다. 이러한 현상을 non-slugging dense 상 흐름이라고 명명하였다.¹⁾ 기체유속을 더 감소시키면 slug-dense 상 흐름의 전이 영역이 되며 입자들은 위로 상승하는 기포나 slug의 후류(wake)에 의하여 주로 수송되어진다.

Slugging dense 상 흐름에서 단일 주어진 입자 주입유량하에서 기체유속을 더욱 감소시키면 입자들을 더 이상 부유시킬 수 없는 유속이 되어서 slug dense 상에서 부터 고정층 흐름이 일어난다.

이러한 제에 관하여 Lanneau²⁾는 FCC 입자를 3 in. 직경과 15 ft 높이 유동층에서 capacitance probe를 사용하여 유동층의 균일성을 측정하였고 Kehoe와 Davidson³⁾은 slug가 깨어지고 다시 유동층 균일성이 particulate 유동층과 유사하게 좋아진 상태를 난류(turbulent)층이라 명명하였다. 또한 Massimilla⁴⁾는 propylene oxidation 실험을 통하여서 Turbulent 층의 기체-고체 접촉효율이 기포층 보다 좋다는 것을 발표하였다.

이 이외에 기포층이 난류층으로 전이되어지는 것에 대하여서 Thiel과 Potter⁵⁾, Yerushalmi⁶⁾ 등 및 Yerushalmi와 Cankurt⁷⁾에 의하여 연구되어졌다.

위의 연구들은 주로 미세입자(fine particle)에 대한 것이었고 굵은 입자(coarse particle)에 대하여서는 Canada⁸⁾ 등에 의하여 연구되어졌다.

본 연구에서는 가스유속 및 입자 순환량이 압력강하, 층의 균일성 및 기체상의 역혼합(back mixing)에 미치는 영향을 결정하였고, non-chocking 흐름영역의 흐름영역도론 정성적으로 제안하였다.

II. 이론적 배경

(가) 흐름 영역 경계

본 실험 조건을 Yang⁹⁾이 제시한 기준에 따르면 non-chocking 제에 속하며 non-chocking 제에

대한 흐름 영역도는 3가지 전이 경계 영역으로 나눌 수 있다.¹⁰⁾

(1) 회박상과 non-slugging dense상 흐름과의 전이 경계

이 경계에서는 두 가지 가정을 도입한다. 첫째로 층공극율 E_c 은 0.97로 가정하고 이 경계에서의 미끄럼 속도(slip velocity, U_{sl})는 층공극율이 1.0일 때와 같다고 본다.

Non-checking 계에 대하여 Lewis et al.¹⁰⁾은 기체 및 고체 물성에 따른 미끄럼 속도, U_{sl} 을 제시하였다.

$$U_{sl} = \left[\frac{4}{3} \frac{(\rho_s - \rho_g)g \cdot d_p}{\rho_g} \right]^{1/2} \quad (1)$$

위의 두가지 가정을 가지고 U_{sl} 에 대한 관계식을 설정한다.

$$U_{sl} = \left(\frac{V_g}{E_c} \right) - \left(\frac{V_s}{1 - E_c} \right) \quad (2)$$

여기에 $E_c = 0.97$ 을 대입하고 V_g 에 대하여 정리하면 식(3)과 같이 된다.

$$V_g = 32.3 V_s + 0.97 U_{sl} \quad (3)$$

부하율(Loading ratio), R 을 고체유량 W_s 과 기체유속 V_g 의 함수관계로 정의하면 (4)식이 되며

$$R = \frac{W_s}{\rho_g V_g} \quad (4)$$

식 (3)을 R 에 대하여 정리하면 식 (5)가 되며

$$R = 0.031(\rho_s/\rho_g)(1 - 0.97/V_g^+) \quad (5)$$

여기서 $V_g^+ = V_g/U_{sl}$ 이 된다.

또한 R 을 V_g^+ 의 관계식으로 바꾸면 식(6)이 된다.

$$R = \frac{W_s}{\rho_g U_{sl}} \cdot \frac{1}{V_g^+} \quad (6)$$

(2) Non-slugging 중후상(dense phase)과 slugging 중후상 흐름의 경계 속도

이 경계 조건은 회분식 유동층에서 slug가 깨어지는 조건이라고 할 수 있겠다. 이 경계 조건식은 식(7)로 정의할 수 있다.

$$\frac{V_g}{E_s} - \frac{V_s}{1 - E_s} = \frac{V_c}{E_s} \quad (7)$$

여기서 E_s 는 slug가 깨어지는 조건 때의 공극율을 나타낸다. 식(7)을 R 에 대하여 정리하면

$$R = \frac{1 - E_s}{E_s} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right) \left[1 - \frac{V_c}{U_{sl} V_g^+} \right] \quad (8)$$

여기서 V_c 와 E_s 는 실험적으로 결정하여야 한다.

(3) Slugging 중후상과 고정층 흐름간의 경계 속도, V_{mf}

이 조건에서 미끄럼 속도(slip velocity)와 공극율은 최소 유동화 조건과 같다고 할수 있다.

즉,

$$\frac{V_g}{E_{mf}} - \frac{V_s}{(1 - E_{mf})} = \frac{V_{mf}}{E_{mf}} \quad (9)$$

이 식 (9)를 R 에 대하여 정리하면 식 (10)이 된다.

$$R = \frac{1 - E_{mf}}{E_{mf}} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right) \left[1 - \frac{V_{mf}}{U_t} \cdot \frac{U_t}{U_{sl}} \cdot \frac{1}{V_g^+} \right] \quad (10)$$

(나) 가스상의 역혼합

Van Deemter¹¹⁾가 제시한 이론적 model을 근거로 하여서 층높이에 따른 tracer 농도 분포 곡선으로부터 농후상과 회박상의 이동단위 높이(height of transfer unit), H_k 및 축방향 와류(eddy) 확산단위를 아래식에서 부터 구할 수 있다. 농후상의 경우(벽면 근처) :

$$\frac{C_w}{C_o} = \left(\frac{\alpha(\beta^2 - 1) + 2(\beta + 1)}{2\beta} \right) \cdot \exp \left[\frac{1 - \beta}{2} \frac{x}{H_k} \right] \quad (11)$$

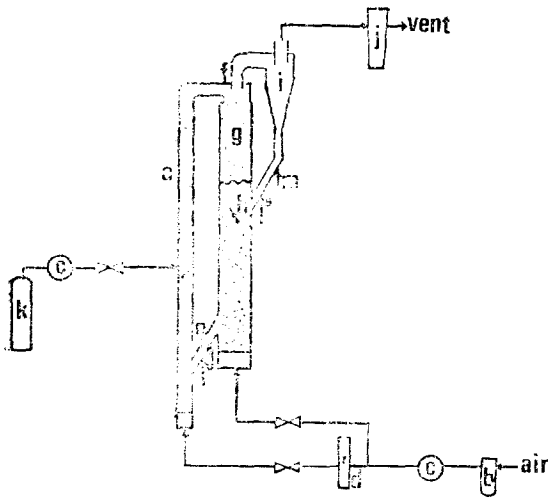
회박상의 경우(수송관 중심) :

$$\frac{C_c}{C_o} = \frac{\alpha(\beta - 1) + 2}{2\beta} \cdot \exp \frac{1 - \beta}{2} \frac{x}{H_k} \quad (12)$$

여기서 α 는 벽부근에 주입한 tracer의 분율이고 x 는 관 높이이며, β 는 아래와 같이 정의된다.

$$\beta^2 = 1 + 4 \frac{H_k}{H_E} \quad (13)$$

농후상과 회박상의 tracer 농도 분포로부터 α, β 및 H_k 을 구할 수 있다. 그러나 β 값이 α 값의 변화에 따라 변할 가능성이 있으므로 식(11)을 식(12)로 나누어 주면 식(14)가 된다.



- a : Pressure tap
- b : Filter
- c : Regulator
- d : Rotameter
- e : Main bed
- f : First. cyclone
- g : Auxiliary bed
- h : Butterfly valve
- i : Cyclone
- j : Bag Filter
- k : CO₂-Cylinder
- l : Slide Valve
- m : Aeration
- n : Rotary valve

Fig. 1. Equipment

$$\frac{C_w}{C_c} = \frac{\alpha(\beta^2 - 1) + 2(\beta + 1)}{2\alpha(\beta - 1) + 4} \quad (14)$$

식(14)는 β 에 대한 2차식으로 모든 α 값에 대하여 다음의 관계가 성립한다.

$$\beta = 2 \frac{C_w(0)}{C_c(0)} - 1 \quad (15)$$

III. 실험장치 및 실험방법

본 실험은 7.8 cm - 내경 및 600 cm 높이의 plexiglas와 QVF 유리관으로 된 실험장치에서 행하였다. 장치도면은 Fig. 1에 나타내었다. Fig. 1에서 보듯이 주 실험관 오른편은 보조관으로 내경이 16.8 cm 이고 높이가 487 cm이다. 이 보조관은 주관과 연결되는 연결관 사이에

Rotary valve가 장치되어 주관의 고체입자의 주입유량을 조절한다.

주 실험관은 5개의 80 cm plexiglas관이 flange에 의하여 수직으로 연결되며 그 위에 200 cm 길이의 QVF 유리관이 연결되어 있다. 공기의 균일한 분산을 위하여 Air Box와 주관 사이에 다공분산판을 설치하고 그 위에 325 mesh 망을 덮어서 입자의 역류를 막았다.

압력강하를 측정기 위하여 Air Box와 분산판 바로 위의 분산판으로부터 150, 300, 390, 450, 500 및 550 cm 지점에 압력 Taps을 설치하여 CCl₄ 마노메타에 연결시켜 압력강하를 측정하였다.

유동화 공기는 filter, 압력조절기 및 유량계를 통하여서 유량이 조절 측정되어 주관의 air box에 주입되어져 시멘트 입자를 유동화 시키며 보조관도 유동화 공기로 부유시켜서 시료의 원활한 흐름을 유지시킨다.

주관에서 여러 유동영역으로 조입되어 주관을 통과한 입자들은 1차 싸이크론(내경 10.16 cm)에 포집되어 보조관에 들어가고 포집되지 않은 입자들은 2차 싸이크론에(내경 7.62 cm × 높이 30.5 cm) 재 포집되며 나머지는 Bag filter에서 공기와 분리되어진다.

(가) 실험방법

(1) 유동특성 실험

본 실험에 사용된 시멘트 원료 입자의 평균 크기는 23.6 μm 이고 밀도는 2.5 gm/cm³이다. 기포층(Bubbling Bed)과 난류층(Turbulent Bed)의 경계유속은 주 실험관에 초기 입자층 높이가 44 및 180 cm 인 경우에 분산판 양단의 공기유속에 따른 압력강하 변동의 크기를 측정하여서 변동이 가장 큰 변화를 보이는 점으로 결정하였다.⁵⁾

난류층과 고속유동층(Fast Fluidized Bed)에서의 공기유속에 따른 압력강하는 주관에서 비말되어지는 입자량만큼 연결부의 회전밸브(Rotary valve)를 통하여 주관에 다시 주입하여 정상상태를 유지하면서 CCl₄ 압력계(manometer)

로 측정하였다. 이때의 주관에서 입자속도는 보조관 상단의 다공관 나비 밸브(Butterfly valve)를 순간적으로 닫아서 valve 위에 시간당 쌓이는 입자량으로 결정하였다.

수송속도를 결정하기 위하여 주관에 160 cm 높이의 충전층을 유지한 뒤 입자를 순환시키지 않는 상태에서 Δh (0 - 150 cm 높이)이 1.6 cm CCl_4 층, 입자공극율이 0.3%될 때를 유동층이 거의 소멸되었다고 가정하고 각 공기유속에서 이때까지 걸리는 시간을 측정하였다. 공기유속과 유동층 소멸시간 사이의 관계로부터 소멸시간이 일정해 지는 초기속도를 수송속도로 보았다.

(2) 기체 역혼합(Backmixing) 실험

기체 역혼합 정도를 tracer로 CO_2 기체를 사용하여서 그 응답(response) 곡선을 가스크로마토그래프를 이용하여서 기포층과 난류층에 대하여 측정하였다.

CO_2 가스의 주입지점은 주관의 분산관으로부터 235 cm 높이에서 관 중심에서 정상상태로 주입시켰다. Sampling은 주입지점에서 부터 5, 15, 25, 35, 50, 65 cm upstream에서 관벽과 관중심에서 25 cc 용량의 유리 채취기에서 채취되어 분석하였다.

(3) 유동층 균일성 측정

Capacitance Probe를 제작하여서 기포층(Bubbling Bed)과 난류층(Turbulent Bed) 영역에서 공기유속에 따른 capacitance 변화를 측정하여서 유동층의 균일성을 조사하였다.

측정지점의 capacitance, C_x 및 표준 capacitance, C_{st} 에 따라서 출력 Voltage, E_c 와 입력 Voltage E 사이에 다음의 관계가 성립한다.

$$\frac{E_c}{E} = \frac{C_x}{C_{st}} \quad (16)$$

(나) 결과 및 고찰

(1) 난류층(Turbulent Bed) 특성

공기유속을 증가시키면 유동층내의 기포의 크기, 속도 및 생성빈도가 증가하면서 slug를 형성하게 된다. 공기유속을 더욱 증가시키면 slug의 수축 평창이 심해지며 유동층은 매우 격렬한

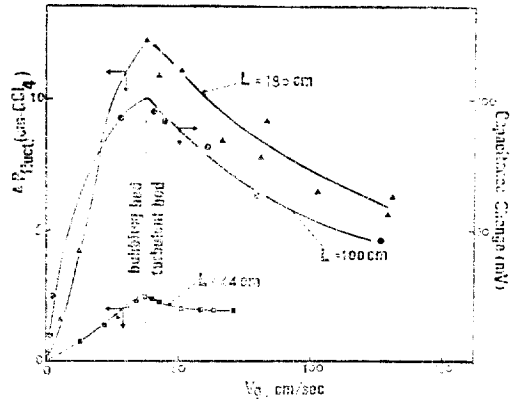


Fig. 2. Effect of gas rate on Pressure & capacitance change

유동을 하게 되어 유동층 표면이 불안정하게 된다. 즉 slug의 성장도 한계가 있어서 어떤 유속에서는 slug가 안정성을 상실하여 깨어지기 시작한다. 이때의 유속을 기포층과 난류층의 경계 유속이라고 부른다.

이 경계유속, V_c 를 구하기 위하여 압력강하를 공기유속을 변화시키면서 초기 유동층 높이, L 을 44 cm 및 180 cm 때에 측정하였고, 또한 capacitance 변화에 의한 유동층의 균일성으로도 측정하여서 Fig. 2에 표시하였다. 그림에서 보이듯이 압력강하 변동 변곡점이나 capacitance 변화 변곡점이 공기유속 39 cm/sec인 것으로 나타났으며 이때의 충전공극율은 0.8이었다. 그림에서 보듯이 압력강하의 변동은 공기유속을 증가함에 따라 기포 및 slug의 형성에 기인하여 증가하다가 slug가 깨어지기 시작하면 급격히 감소함을 알 수 있다. 또한 capacitance 변화도 ($L = 100$ cm) 같은 양상을 띄고 있다. 그러나 slug가 깨어지기 시작하는 유속 V_c 보다 약간 높은 유속에서는 유동층 균일성이 감소하였다. 이것은 고체입자의 크기분포가 수 μm 에서 수백 μm 사이에 넓게 분포되기 때문이라고 생각된다.

기포에 대한 이론⁶⁾을 slug에 적용하면 slug의 상승속도(V_{slug})가 입자의 종말속도(U_t)보다 크면 불안정한 slug가 되고 $V_{slug} > U_t$ 이면 안정한 slug가 된다고 하던 본 실험계에서는 D 가 7.8 cm이므로 V_{slug} 는

$$V_{slug} = 0.35(gD)^{1/2} \quad (17)$$

30.6 cm/sec가 된다. 그러므로 U_t 가 30.6 cm/sec 이상인 입자들은 V_c 가 39 cm/sec 이상에서도 일부의 안정된 slug를 형성할 가능성이 있다고 보겠다. 또한 U_t 가 30.6 cm/sec를 가지는 입자 크기는 약 38.7 μ m이므로 이 크기보다 큰 입자가 본 시료내에 36.6% 정도 존재하므로 slug가 깨어지는 속도가 상대적으로 높게 나타났다고 할 수 있겠다. 또한 본 시료의 평균 입자경이 23.6 μ m이며 이것의 U_t 는 4.21 cm/sec이므로 slug가 깨지기 시작하는 공기유속(V_c)과 종말속도(U_t)의 비는 9.26이 된다. 이러한 이유는 시료의 넓은 입자경 분포와 미세한 입자인 경우 정전기 효과에 의한 입자끼리 서로 합체하는 현상으로 실제 평균 입자크기 보다 큰 입자를 형성하기 때문으로 추측된다.

이 결과를 입자의 크기 및 밀도의 함수로써 종합보고한 Yerushalmi¹¹⁾ 등의 결과를 비교한 결과 매우 잘 일치함을 알 수 있었다.

(다) 기체 역혼합(Gas Backmixing)

시멘트 입자를 유동화시 기포층과 난류층의 기체 역혼합 정도를 비교하기 위하여 분산관으로부터 235 cm 되는 지점에서 수직관의 중심에 정상 상태로 CO₂ gas를 주입하면서 upstream 여섯 지점에서 가스의 농도를 측정하였다. upstream 거리에 따른 벽면 근처의 CO₂ 가스 농도와 주입된 CO₂ 가스 농도에 대한 백분율은 직선 관계로 나타났다. 이 실험 결과를 식 (11)~(15)에 대입하여서 upstream 5 cm 지점의 벽면의 CO₂ gas 농도 $C_w(0)$ 와 중심의 농도 $C_c(0)$ 를 측정하였고 H_K 는 Fig. 2의 각 직선의 기울기로 부터 아래식 (18)를 이용하여

$$H_K = \frac{1 - \beta}{2(\text{slope})} \quad (18)$$

구하였다. 또한 β 는 식 (15)으로 부터 구하여서 그 결과들을 Table 1에 제시하였다.

Table 1에서 보듯이 난류층(turbulent bed) $V_g > 39$ cm/sec에서의 β 값이 기포층($V_g < 39$ cm/sec)에서 보다 큰 값을 보이며 이것은 난류층의 농후상의 고체입자들은 벽면을 따라 하강하

Table 1. Data of Gas Backmixing

V_g , cm/sec	β	H_K , cm	H_E , cm	H_K/H_E	slope
18.6	1.25	3.29	23.40	0.14	-0.0380
29.7	1.30	3.97	23.00	0.17	-0.0378
61.0	2.14	9.18	10.26	0.90	-0.0621
88.9	3.69	22.34	7.08	3.15	-0.0602

면서 기체를 동반하고 공기가 많은 회박상은 관 중심으로 상승하면서 역혼합을 유발하면서 농후상의 기체를 유출한다고 볼 수 있겠다.

그 반면 H_E 값은 공기유속이 증가하면서 감소함을 보이는 것은 기체 역혼합이 높은 기체유속에서는 감소함을 보이며, 즉 흐름상이 공기유속 증가에 따라 plug 흐름에 접근한다고 할 수 있겠다.

같은 경향의 실험결과를 Cankurt와 Yerushalmi¹²⁾ 등이 15.24 cm-ID 관에서 보고하였으나 수송관의 직경이 본 실험조건 보다 2배 큰 관이므로 H_K 값이 본 실험결과보다 큰 값을 보여주고 있다. 그러나 H_E 값은 공기 유속이 60 cm/sec 이상에서는 거의 같은 값을 보여 흐름영역이 plug 흐름에 가까워진 영역에서의 eddy diffusion unit는 환경에 큰 영향이 없음을 추측할 수 있겠다.

(라) 고속 유동층(Fast Fluidized Bed)

난류 유동층에서 공기 유속을 증가시키면서 또

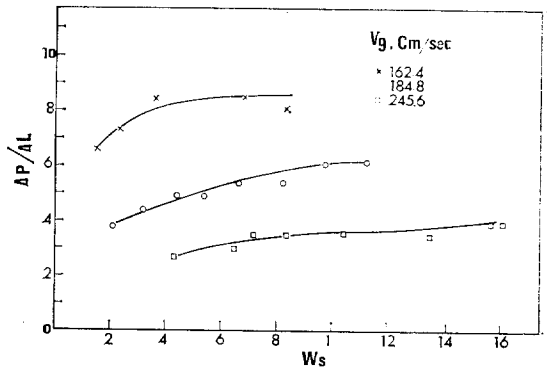


Fig. 3. Effect of solid Flow Rate on Pressure Drop (L; 0-150 cm)

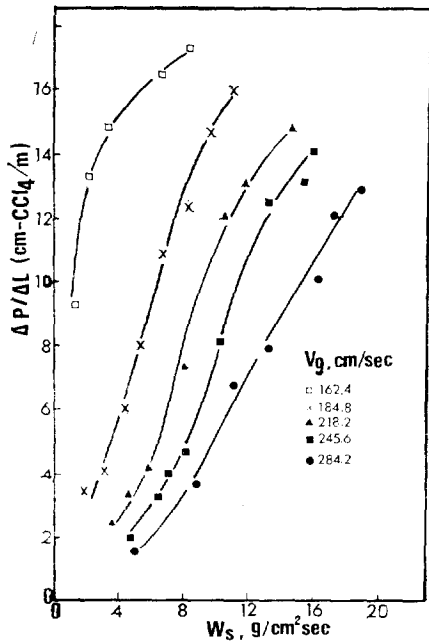


Fig. 4. Effect of solid flow rate on Pressure drop (L; 300—450 cm)

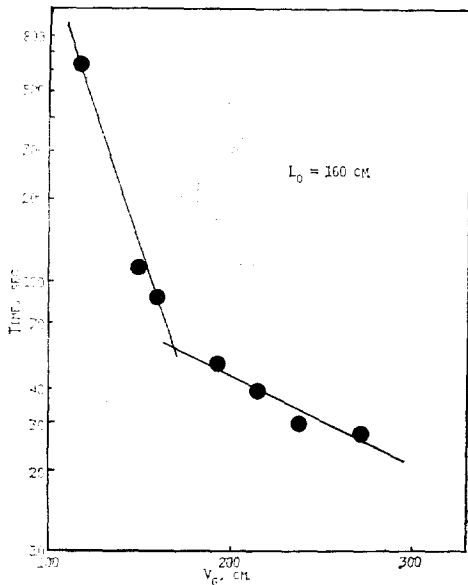


Fig. 5. Determination of Transport Velocity Based on Bed Disappearance

한 입자 수송량, W_s 을 변화시키면서 압력강하 구배 ($\Delta P/\Delta L$)를 측정하여서 Fig. 3에 도시하였다. 그림에서 보듯이 압력강하는 입자수송량이 증가하면 증가하고 공기유속이 증가함에 따라 감소함을 보이고 있다. 즉, 유동층에서 벽면 효과를 무시하던 압력강하 구배 ($\Delta P/\Delta L$)는 유동층 밀도와 같다고 할 수 있겠다.

$$\Delta P/\Delta L = (1 - \epsilon_c)(\rho_s - \rho_g)g \quad (19)$$

또한 희박상 유동(dilute phase flow)과 농후상 유동(dense phase flow)의 경계를 총공극율, ϵ_c 이 0.97 이라고 보고 있다.¹³⁾ 이것을 기준치로 하면 식 (19)에서 $\Delta P/\Delta L$ 이 4.68 cm-CCl₄ 보다 크면 농후상 유동이 되고 이 보다 작으면 희박상 유동이 된다고 할 수 있다. 그림에서 보듯이 유동층 높이 0—150 cm 구간에서 공기유속이 162.4 cm/sec 일 때는 주어진 입자 수송량 전 영역에서 농후상 유동을 하고 있으나 공기유속 185 cm/sec의 경우에는 W_s 가 40 g/cm².sec 이 전에는 희박상 유동을 하고 있고, 공기유속 245.6 cm/sec에서는 W_s 전구간에서 희박상 유동을 한다고 볼 수 있다. 즉, 공기 유속이 180 cm/sec 이상에서는 그 이전의 난류층과는 달리 고체입자와 공기가 병류로 상승하면서 새로운 유동방식이 시작됨을 나타낸다고 생각된다. 또한 유동층 높이가 300—450 cm 구간에서의 압력강하 (Fig. 4)를 보던 입자 주입량에 따라 공기유속이 180 cm/sec 이상에서는 압력강하가 민감히 증가하나 160 cm/sec 부근에서는 그 증가가 크게 변하지 않음을 관찰할 수 있다. 이것은 공기유속, V_g 가 160 cm/sec에서는 turbulent bed의 영역에서 조업되고 있으나 V_g 을 180 cm/sec 이상 증가시키면 수송영역으로 전이되는 과정으로 관찰되어서 수송속도, V_{tr} 은 180 cm/sec 근처로 예견할 수 있었다.

이 같은 결과를 확인하기 위하여 초기 유동층 높이를 160 cm로 하고 일정 공기유속을 유지하면서 유동층이 소멸하는 것을 유동층 높이 0—150 cm 구간의 ΔP 가 1.6 cm-CCl₄가 되는 값을 시간의 함수로 측정하여서 Fig. 5에 도시하였다. 여기서 압력강하 구배가 변화하는 변곡점의 공기유속을 수송속도로 볼때 수송속도 V_{tr} 은

170 cm/sec로 나타났다. 이 유동영역에서 $\Delta P/\Delta L$ 이 4.68 cm-CCl₄/m, 즉 ϵ 이 0.97이 넘는 농후상 유동은 고속유동(fast bed)⁸⁾이라 하고 이 보다 작은 영역은 희박상 유동이라고 한다.

고속 유동층에서 입자주입량에 따른 slip velocity, U_{sl} 은 종말속도, U_t 에 비하여서 20 배 이상 크게 나타난다. 이것은 농후상의 입자들이 뭉쳐져서 실제입자직경 보다 큰 하나의 입자처럼 움직여서 실제입자 크기의 종말속도 보다 20 배 이상 큰 값을 보이며 이 큰 뭉쳐진 입자들의 상승하는 기체에 유지되다가 밑으로 떨어져서 혼합하므로 fast bed에서의 역혼합을 증가시키는 역할을 한다고 볼 수 있다.

(마) 유동방식 도표(Flow Regime Diagram)

본 실험에서 사용된 입자와 같은 미입자(fine particle)는 coarse particle와는 유동방식이 다르므로 이에 맞는 유동방식을 예측할 수 있는 방법이 제시되어야 하겠다. 따라서 본 시멘트 입자와 공기체에 대한 유동방식도표를 작성하여서 유동방식을 예측하는 방법을 Leung¹⁾이 제안한 방법에 기준하여서 제안하고자 한다.

Leung¹⁾의 유동방식도표에서는 충전층/slugging 중후상 : slugging/중후상/희박상 흐름의 경계만을 제시하였으나 본 연구에서는 Fig. 6의 유동방식도표에서 보듯이 유동방식도표는 공기 유속과 slip 속도의 비와 Loading Ratio와의 관계로부터 주어진 고체 주입량에 충전층과 slugging 중후상과의 경계선과 slugging 중후상과 non-slugging 중후상 흐름의 경계나 non-slugging 중후상 흐름과 희박상 흐름의 경계 및 경계의 불확실성을 감안한 공극율 가정에 따른 안전 계수를 고려한 희박상 흐름 경계선으로 구성되어질 수 있겠다.

희박상 유동과 non-slugging 중후상 유동 경계식은 상기한 식 (5)에 기체 및 고체밀도를 대입하면 식 (20)이 되며

$$R = 64.6(1 - 0.97/V_g^+)$$

Non-slugging 중후상과 slugging 중후상과의 경계식은 식 (8)에 $V_c = 38\text{cm/sec}$, $E_s = 0.8$, $V_{sl} = 80.2\text{cm/sec}$ 및 ρ_s , ρ_g 치를 대입하면 식

(21)이 된다.

$$R = 520.8\left(1 - \frac{0.38}{V_g^+}\right)$$

또한 slugging 중후상과 충전층 유동 경계식은 식 (10)에 $E_{mf} = 0.42$, $U_t = 4.21\text{cm/sec}$ 를 대입하고 Galileo 수를 구한 결과는 1.19로서 이때 U_t/U_{mf} 는 65가 된다.¹⁴⁾ 따라서 식 (10)은 아래와 같이 정리된다.

$$R = 2877\left(1 - \frac{1}{1238.2 V_g^+}\right)$$

수송 속도 이후의 고속 유동층에서 압력 강하 구배는 기체 유속(V_g)과 고체주입량(W_s)의 함수가 된다. 본 실험 수송관에서 완전히 흐름이 이루어지는 150cm—550 cm 높이 사이의 압력강하 구배 결과를 V_g 와 W_s 에 대하여 상관식을 구한 결과는 아래와 같다.

$$\Delta P/\Delta L = 3.84 \times 10^6 V_g^{-2.68} W_s^{1.36}$$

standard error of estimate = 0.254

Correlation coefficient = 0.93

식 (23)을 Loading 비, R 과 V_g 의 관계로 바꾸고 $\Delta P/\Delta L$ 이 4.68 cm-CCl₄/m (7.5 cm-H₂O/

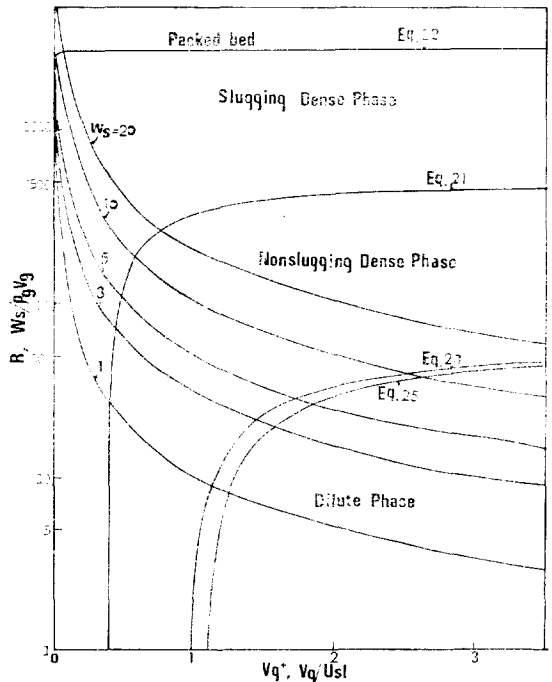


Fig. 6. Flow Regime Diagram

m) 때 고속 유동층과 회박상 흐름 경계가 지어 지므로 $\Delta P/\Delta L$ 을 7.5 cm-H₂O/m 를 대입하면 식 (24)가 된다.

$$R = 6.84(V_g^*)^{1.11} \quad (24)$$

이론식 (20)과 실험식 (24)의 차이는 공극율 ϵ 이 0.97 일 때의 slip 속도를 $\epsilon = 1.0$ 일 때로 가정한 이유와 실험오차에서 기인하겠다.

식 (20)에 이 오차들을 보정한 안전계수 γ 를 구하면 1.14 가 된다. 따라서 식 (20)은 식 (25)가 되며

$$\begin{aligned} R &= 64.6(1 - 0.97\gamma/V_g^*) \\ &= 64.6(1 - 1.10 V_g^*) \end{aligned} \quad (25)$$

실제적으로 본 실험에서의 경계식이 된다(Fig. 6). 즉, Fig. 6에서 보듯이 이론식 (20)과 실험식 (25)와 비교적 잘 일치하고 있으며 입자수송량이 증가하면 회박상 수송경계속도도 증가함을 알았다.

V. 결 론

1. 시멘트 입자와 공기계의 기포층과 난류층 경계속도는 39 cm/sec이며 난류층과 고속 유동층 경계속도는 170 cm 임을 알았다.
2. 난류층 유동에서의 기체역혼합은 기포층때 보다 상대적으로 작다.
3. 고정층에서 부터 회박상까지의 흐름경계영역 도표를 제시하였다.

후 기

본 연구 수행 중 물심 양면으로 협조하여 주신 동양시멘트 공업주식회사에 감사드립니다.

사 용 기 호

- C* tracer concentration
- d* diameter(cm)
- D* column diameter(cm)
- E* bed voidage
- g* gravitational constant(cm/sec²)

H_E height of an eddy diffusion unit(cm)

H_K height of transfer unit(cm)

L bed height(cm)

R loading ratio(W_s/gV_g)

U velocity(cm/sec)

V superficial velocity(cm/sec)

V^{}* ratio of superficial gas velocity to slip velocity

W flow rate(gm/cm².sec)

X upstream length(cm)

Greek Letters

α fraction of tracer injected into the dense phase

γ safety factor

μ viscosity, (gm/cm. sec)

ρ density(gm/cm³)

Subscripts

c chocking point

g gas phase

mf minimum fluidizing condition

o initial condition

p particle

s solid phase

sl slip condition

slug slugging condition

st standard condition

t terminal

tr turbulent condition

참 고 문 헌

1. L.S. Leung, Powder Technology, 25, (1980), 185.
2. K.P. Lanneau, Trans. Inst. Chem. Eng., 38 (1960), 125.
3. P.W. K. Kehoe and J.F. Davidson, Inst. Chem. Eng. (London) Symp. Ser. 33 (1971), 97.
4. L. Massimilla, AIChE Symp. Ser. 69,

- (1973), 11.
5. W.J. Thiel., and O.E. Potter, Ind. Eng. Chem. Fund. 16, (1977), 242.
 6. J. Yerushalmi, D.H. Turner and A.M. Squires, Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop. 15, (1976), 47.
 7. J. Yerushalmi, N.T. Cankurt, D. Geldart and B. Liss, AIChE, Symp. Ser., 176, 74, (1975), 1.
 8. G.S. Canada, M.H. McLaughlin and F.W. Stanb., Proc. of 29th AIChE Meeting Chicago, Nov. 1978.
 9. W.C. Yang, AIChE J., 21(1975), 1013.
 10. W.K. Lewis, E.R. Gilliland, and W.C. Bauer, Ind. Eng. Chem., 41, (1949), 1104.
 11. J.J. Van Deemter, Chem. Eng. Sci., 13, (1961), 143.
 12. N.T. Cankurt and J. Yerushalmi, Chemtech. 8, (1978), 564.
 13. L.S. Leung, R.J. Wiles and D.J. Nicklin, Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., 2, (1971), 183.
 14. J.F. Davidson and D. Harrison, "Fluidization," p.51, Academic Press, N.Y., (1971).