

氣體流動層에서의 氣泡의 舉動

朴源燾*¹ 姜雄基*² C. E. Capes *³ G. L. Osberg*³

On the Behaviour of Bubbles in the Gas Fluidized Bed

Won Hee Park*¹, Woong KiKang*², C. E. Capes*³, G. L. Osberg*³

*¹Dept. of Chem. Eng., College of Eng., Seoul National Univ.

*²Research Institute of Mining and Metallurgy

*³National Research Council of Canada

Abstract

An electroresistivity probe was used to determine point properties of an air-fluidized bed of conducting coke particles. Interruptions of current between the electrodes of the probe and a large wall electrode were analyzed with the aid of a hybrid computer to yield information on bubble properties (frequency, volume fraction, size and size distribution and rising velocity) as a function of fluidization level, particle size and position within the bed. The results are generally in agreement with available theory and literature data.

緒 論

近年에 와서 氣固系流動體에서의 氣泡의 舉動을 理解하기 위한 研究가 活潑해지고 있다. 流動層에 관한 理論의 研究⁽¹⁻⁴⁾로 層의 流體力學의 現象을 어느程度 理解케되고 이것이 單一氣泡⁽⁴⁻⁷⁾나 連續氣泡^(4, 8-14)에 관한 實驗의 結果와 잘 부합됨으로서 流動層의 理論의 研究에 큰 進展을 보게 되었다.

流動層內에서의 氣泡의 舉動을 관찰하는 實驗方法은 여러 研究者에 依해서 여러가지 方法이 使用되어왔다. 即 映畫 Camera^(6, 7)나 X-線 Camera^(8, 14)를 써서 氣泡의 舉動을 直接 촬영하는 方法 또는 photocell^(6, 11), γ 線⁽¹⁰⁾, β 線⁽⁸⁾, Capacitance^(9, 12-14) 등의 probe를 層內에 삽입해서 氣泡을 感知하는 方法 등이 있다. 本研究에서는 電氣底抗 probe를 써서 電氣의 良導體인 conductive coke를 空氣로써 流動化시킬때 層에서 發生하는 氣泡의 舉動을 研究하였다.

電氣底抗 probe는 電氣의 良導體인 固體相과 不導體인 氣泡相을 구별할 수 있다는 것을 原理로 하고 있으며 여기서 얻은 電氣의 信號를 hybrid 電子計算機에서 처리하며 氣泡의 頻度, 氣泡의 容積比, 氣泡의 크기 및 이의 分布, 氣泡의 上昇速度 등을 流動化空氣量, 粒子의 크기, 層內의 位置 등의 函數로서 얻었다.

實 驗

內徑이 10cm, 길이가 65cm인 Lucite管에 porous stainless steel의 分布板을 붙인 것을 사용했으며 거의 球形인 電導性 coke粒子(35-200 mesh)를 크기別로 3等級으로 나누어 流動化시켰다(Table 1).

Table I. Physical and Fluidizing Properties of the Conductive Coke.

Size Range mesh	Average Diameter cm	Density g/cm ³	Minimum Fluidizing Velocity, cm/sec
35-48	0.0344	1,846	6.80
65-100	0.0154	1,777	1.83
150-200	0.0086	1,784	0.63

Fig. 1은 여과에서 使用한 電氣底抗 probe와 부수적인 電氣回路를 나타낸 것이다. Probe는 두個의 서로 절연된 直徑 0.1cm인 Kovar線으로 되어 있으며 이것을 直徑 0.6cm, 길이 85cm의 유리管에 넣어 外部와 절연시켰다. 電線의 끝 약 0.1cm以外는 Lacquer를 발라 절연시키고 두線의 끝은 垂直으로 서로 0.95cm떨어져 있다. 이 Probe를 層의 上部에 올려놓고 層內의 任意의 位置에 probe의 끝을 오게 할수 있게 하였다. 또한 이 probe는 Fig. 1의b와 같은 回路에 直列

*¹ 서울大學校 工大 化工科教授

*²金屬燃料綜合研究所長

*³ National Research Council of Canada.

로 連結시켰다. 管벽에는 4cm×4cm 크기의 銀板 6 個를 附着시켜 다른 電極으로 使用하였다. Probe의 끝과 管벽에 붙어 있는 電極사이의 回路는 probe 끝에 氣泡이 닿으면 끊어지고 固體相이 닿으면 붙어서 結果的

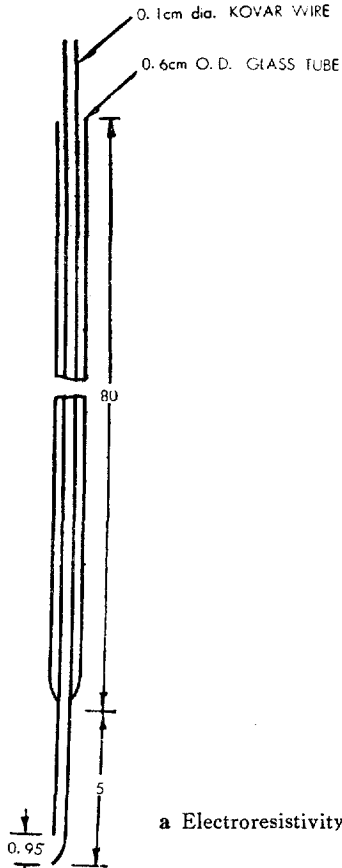
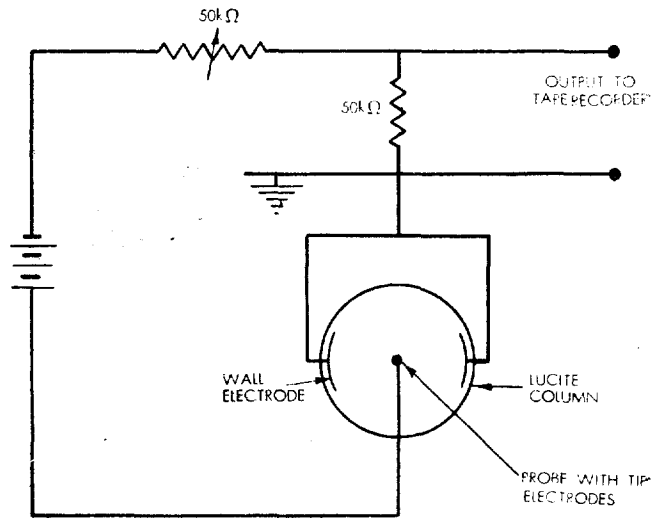


Fig. 1



b Measuring Circuit

(Fig. 2), 이에 必要한 programming은 本論文에서는 省略한다⁽¹⁵⁾.

- (1) pulse의 幅, τ_1
- (2) Probe의 兩끝에서 얻는 두個의 信號사이에서 서로 對應하는 pulse間의 時間遲滯, τ_2
- (3) Pulse와 pulse사이의 間격, τ_3

한個의 pulse는 한個의 氣泡을 意味하게 됨으로 한 pulse에 對해서 위의 세量을 測定함으로써 그 pulse에 해당하는 氣泡의 크기, 속도等を 알수 있다. 各 實驗 run에 對해서 4,000 내지 8,000個의 pulse(15—35分)를 分析하였으며 이 結果는 다음과 같은 頻度表의 모양으로 計算機의 digital部分에서 type되어 나온다.

- (1) τ_3 의 頻度表[G(τ_3)]
- (2) τ_1 의 函數로서 $1/\tau_2$ 의 頻度表[F($\tau_1, 1/\tau_2$)]. 各表의 増分の 數는 64個로 하였으며 그 크기는 各 測定值의 豫期되는 最大值의 1/64로 하였다.

氣泡性質의 計算

으로 0—6 volt 사이를 왔다 갔다하는 pulse狀의 信號를 얻게 되며 이것을 計測用 tape recorder에 記錄하여 電子計算機에서 처리했다.

信號를 分析하여 다음의 세가지 量을 測定하였으며

氣泡의 頻度(n). G(τ_3)表에 記錄된 總時間(T)로 나누어 얻었다.

氣泡相이 차지하는 容積의 全容積에 對한 比(ϵ_b). G(τ_3)表에서부터 다음 式에 依해서 計算할 수 있다.

$$\epsilon_b = 1 - \frac{1}{T} \sum_{j=1}^n g_j \tau_{3j} \dots \dots \dots (1)$$

여기서 g_j 와 τ_{3j} 는 各各 G(τ_3)表의 j-제 項에 해당하는 頻度 및 中間值이다.

氣泡의 平均上昇速度(\bar{V}_b). F($\tau_1, 1/\tau_2$)에서 부터 다음 式에 依해서 計算할 수 있다.

$$\bar{V}_b = d \sum_{j=1}^n \left(\frac{1}{\tau_2} \right)_j \sum_{i=1}^m f_{ij} / \sum_{j=1}^n \sum_{i=1}^m f_{ij} \dots \dots \dots (2)$$

여기서 d는 probe의 두 끝사이의 거리이며 f_{ij} 는 F($\tau_1, 1/\tau_2$)表에서 i-제 行과 j-제 列에 해당하는 頻度이며 $\left(\frac{1}{\tau_2} \right)_j$ 는 j-제 列에 해당하는 中間值이다.

電氣底抗 probe의 特性에 依해서 τ_1 는 probe가 氣泡과 실제로 接觸한 點에서의 弦의 長이를 나타낸다.

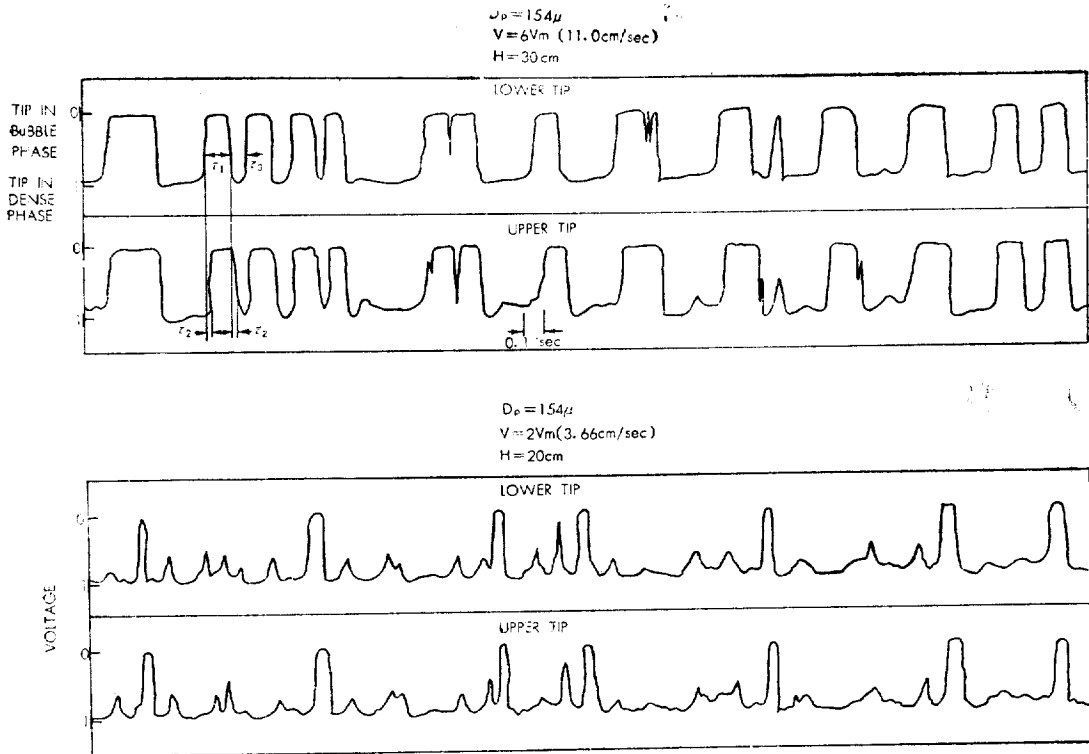


Fig. 2 Signal from Resistivity Probe

만일 주어진 流動條件下에서의 氣泡의 크기는 氣泡의 上昇速度만의 函數이고 氣泡은 probe 근방에서 不規則하게 分布되어 있다고 假定하면 速對가 $d \cdot \left(\frac{1}{\tau_2}\right)_j \pm \frac{1}{2} \Delta\left(\frac{1}{\tau_2}\right)$ 사이에 속하는 氣泡의 平均길이 (l_j)는

$$l_j = d \left(\frac{1}{\tau_2}\right)_j \frac{\sum_{i=1}^n f_{ij} \tau_{ij}}{\sum_{i=1}^n f_{ij}} \quad (3)$$

로서 表示된다. 여기서 $\Delta\left(\frac{1}{\tau_2}\right)_j$ 는 $1/\tau_2$ 의 増分の 크기이다. 이러한 길이를 갖고 있는 氣泡의 總數는

$$f_j = \sum_{i=1}^n f_{ij} \dots \dots \dots (4)$$

이고 $j=1$ 에서부터 64까지에 해당하는 l_j 와 f_j 로부터 氣泡의 크기의 分布를 求할 수 있다.

結果 및 檢討

氣泡頻度の 分布; 層內 여러點에서 測定한 結果를 Fig. 3에 나타내었다. 一般의인 分布의 모양은 矩形⁽¹⁰⁾, 圓筒形⁽⁹⁾, 및 2次元層⁽¹⁶⁾에 관해서 이미 報告된 結果와 거의 비슷하였다. 卽 層下部에서는 $r=0.5 \sim 0.7$ 에서 極大點을 나타내고 層의 壁쪽과 中心部 近방에서는 頻度が 比較的 낮았다. 層上部에서는 分布의 極大點이 中心쪽으로 옮겨지는 傾向을 나타내었다. Grace 및 Harrison⁽¹⁶⁾은 이러한 分布의 變化에 對해 定性的으로 그 理由를 말한바 있다.

氣泡相이 차지하는 容積; ε_b 의 分布를 頻度の 分布와 함께 Fig. 3에 나타내었다. 豫期한바와 같이 分布의 모양은 頻度分布의 모양과 거의 비슷하였다.

氣泡의 크기와 그 分布; 式 (3)(4)(5)에 依해서 求한 結果를 Fig. 4-7에 나타내었다. Fig. 4는 $D_p=154 \mu$ 인 粒子를 流動化시켰을 때 層의 中心에서의 크기의 分布를 나타낸 것이나 結果의 一般의인 傾向은 Fig-7에서 더 쉽게 理解할 수 있을 것이다. 卽 Fig. 5에서부터 l 은 氣體速度, 層底部에서부터 測定點까지의 거리 (H) 및 粒子의 크기가 增加할수록 따라서 增加하며 이는 다른 研究者들의 報告^(9-11, 14)와 거의 一致되는 傾向이다. Fig. 5의 結果는 다음과 같은 式으로 整理할 수 있다.

$$\frac{l}{H} = 33.3 D_p^{1.5} \left(\frac{V - V_m}{V_m} \right)^{0.77} \dots \dots \dots (5)$$

Fig. 6은 氣泡의 크기分布의 偏差도 역시 氣體速度, H 및 D_p 에 따라서 增加함을 나타낸다.

氣泡의 크기分布의 平均 및 偏差가 半徑方向에 따라서 變하는 모양을 그림 7에 나타내었으며 이 分布의 平均 및 偏差 역시 氣泡頻度の 半徑方向의 分布와 거의 비슷하다. 이는 層內의 한點에서의 氣泡의 會合의 機會는 그 點에서의 氣泡의 頻도에 比例할 것이며 따라서 氣泡의 크기나 偏差 역시 頻도에 따라 增加할 것이다.

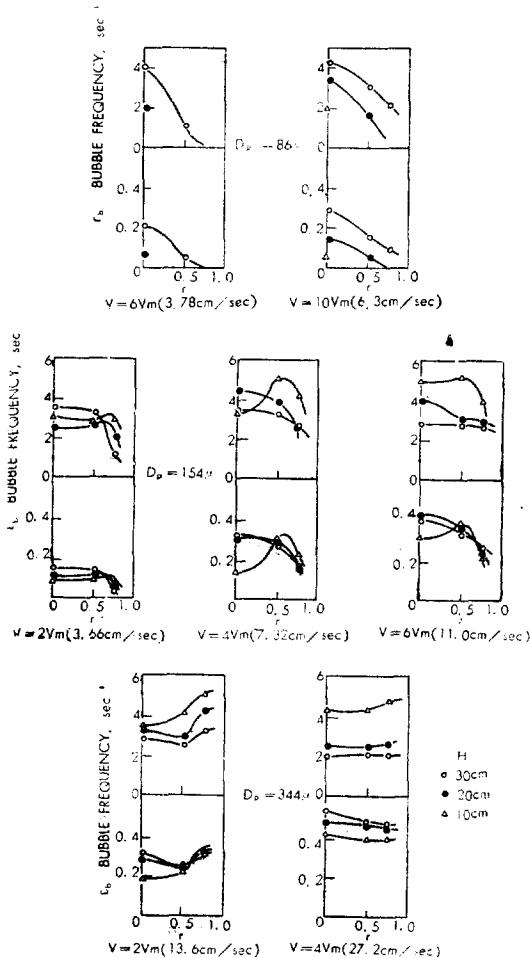


Fig. 3 Bubble Frequency and Volume Fraction as a Function of Position in Bed

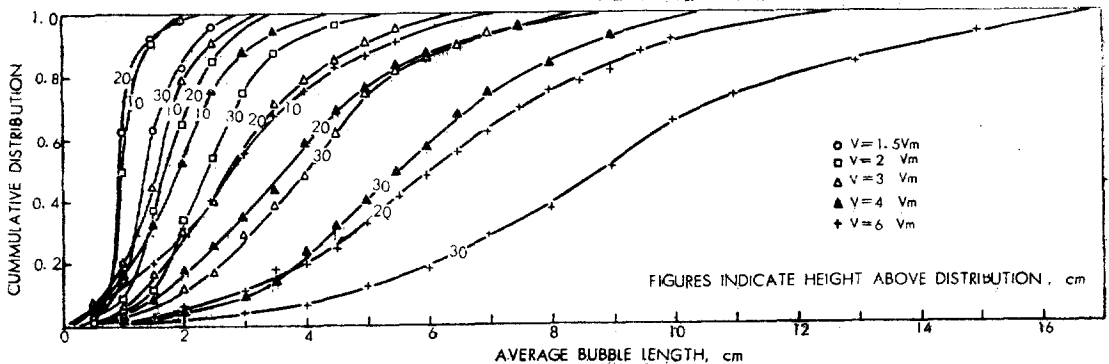


Fig. 4 Bubble Length Distributions, at Centre of Bed for 154μ Particles

이 결과를 다른 研究者들의 결과와 比較하기 위해서는 l 를 平均直徑 (\bar{d}_b)이나 相當直徑 (d_b)으로 變換하여야 한다.

만일 氣泡을 前方이 球形이고 低部가 잘려져나간 모

氣泡의 크기分布의 모양을 그 分布를 確率 graph紙에 plot 함으로써 正規分布와 比較하였다. 그 결과, 氣體의 速度가 낮을 때와 層下部에서는 大體으로 正規分布를 假定할 수 있고 氣體의 速度가 클수록 層上部로 올라갈수록 그리고 粒子의 크기가 클수록 分布는 正規分布에서 벗어남을 알 수 있었다. 이러한 正規分布에서 부터의 벗어남은 氣泡의 會合에 依한 것으로 생각되며 近來에 發表된 Winter⁽⁸⁾의 결과와 定性的으로 비슷한 경향을 나타내었다.

氣泡의 크기와 上昇速度와의 關係; 流動層內에서 連續적으로 發生하는 氣泡의 上昇速度는

$$V_b = V_{b0} + KQ/A \dots\dots\dots(6)$$

로서 表示할 수 있으며 여기서 V_{b0} 는 單一氣泡의 上昇速度, Q/A 는 層單位面積當氣泡의 流量, K 는 上昇하는 氣泡의 速度分布에 따라 달라지는 常數이다. 이식은 처음 Nicklin⁽¹⁷⁾ 등이 氣液系에서의 氣泡의 上昇速度를 나타내기 위해서 제의되었으며 그후 Pyle 및 Harrison⁽⁶⁾에 依해서 2次元層에, 그리고 Ormiston 등⁽¹²⁾에 依해서 流動層內에서의 Slug flow에 適用되었다.

만일 $Q/A = V - V_m$ 및 $K=1$ 을 가정한다면 式(6)은

$$\bar{V}_b - (V - V_m) = \bar{V}_{b0} \dots\dots\dots(7)$$

이 되고 \bar{V}_{b0} 는 氣泡의 크기만의 函數임으로 $\bar{V}_b - (V - V_m)$ 를 l 의 函數로 plot 할 수 있다. (Fig. 8), 層壁의 영향을 받지 않은 l 가 2.5cm 이하의 경우, 實驗値는

$$\bar{V}_b - (V - V_m) = C\sqrt{gl} \dots\dots\dots(8)$$

의 式으로 나타낼 수 있었으며, 여기서 Fig. 8에 나타난 直線에 해당하는 C 의 값은 0.94였다. 氣泡과 氣泡 사이에 相互作用 및 不規則한 粒子들의 據動으로 말미암아 實驗値의 散發은 豫期되는 바였다.

양으로 가정한다면 l 와 d_b 는 다음과 같은 關係가 成立한다.

$$l = \frac{d_b}{6} \left(2 + 3\cos\frac{\theta}{2} - \cos^3\frac{\theta}{2} \right) \dots\dots\dots(9)$$

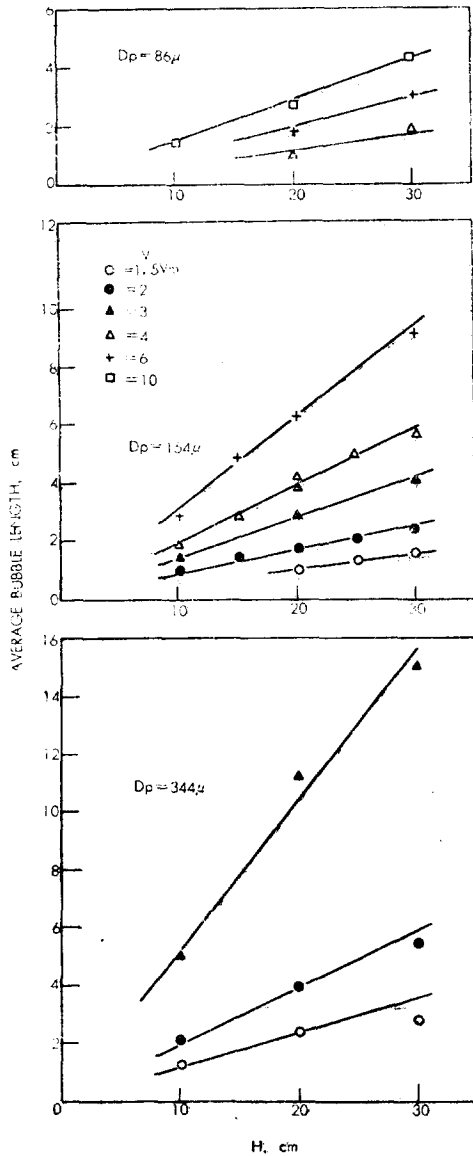


Fig. 5 Average Bubble Length at Centre of Bed

여기서 θ 는 Wake의 角度이다.

Rowe 및 Partridge⁽⁵⁾는 $100-560\mu$ 의 유리粒子的 流動層에서의 氣泡의 平均 θ 는 135° 라고 報告했다. 만일 θ 의 값으로써 이 값을取한다면 式(9)는

$$l = 0.52d_b \quad \dots\dots\dots(10)$$

가 되고 이 式을 式(8)에 代入하면

$$\bar{V}_b - (V - V_m) = 0.96 \sqrt{gd_b/2} \quad \dots\dots\dots(11)$$

같은 方法으로

$$\bar{V}_b - (V - V_m) = 0.71 \sqrt{gd_b/2} \quad \dots\dots\dots(12)$$

式 (11)에서의 0.96은 Rowe 및 Partridge⁽⁵⁾의 값 0.9와 그리고 式(12)에서의 0.71은 Harrison 및 Leung⁽¹⁸⁾

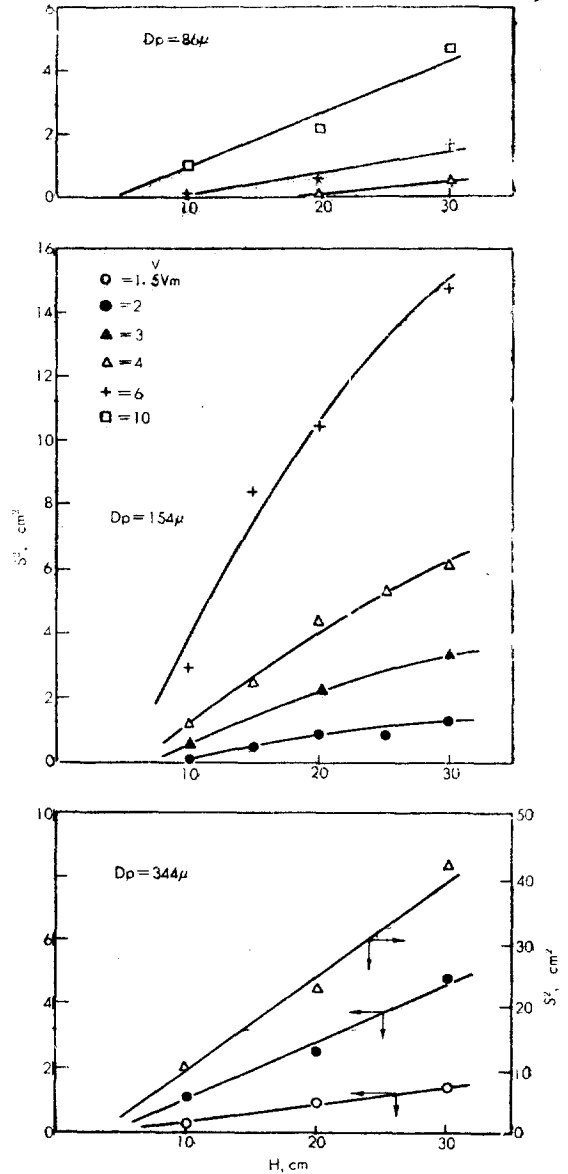


Fig. 6 Variance of Bubble Length Distribution at Centre of Bed

의 값 0.64와 각각 比較할수 있으나 0.9나 0.64는 單一氣泡에 對한 값이다. 따라서 式(11) 및 (12)에서 부터 連續적으로 發生하는 氣泡의 上昇速度는 單一氣泡의 그것보다 若干 크다고 할수 있으며 이는 氣泡이 서로 會合할때 앞선 氣泡이 뒤의 氣泡을 加速시키기 때 문이라고 할수 있다.

Fig. 8에서 보는 바와 같이 氣體速度가 커지면 氣泡의 크기가 커지고 마침내 Slugging 現象이 생긴다. 이때의 上昇速度는 氣泡의 크기에는 關係없이 流動層管의 直徑에만 따라서 달라진다. 單一 slug의 上昇速度 (V_{sl})는⁽¹⁹⁾

$$V_{so} = 0.35 \sqrt{gD} \dots\dots\dots(13)$$

이며 여기서 D 는 管의 直径이다. 本實驗에서는 $D=10\text{cm}$ 임으로 이 값을 위 式에 代入하면 $V_{so}=34.7\text{cm/sec}$ 이 되고 이 값은 slugging 이 쉽게 일어나는 $D_p=344\mu$ 의 경우의 上昇速度와 잘 부합된다(F. g. 8). 그러나 粒子의 크기가 적을 경우의 上昇速度는 이 보다 큰 값을 나타냈으며 이는 式(6)의 K 의 값이 여기서 가정한 값인 1.0 보다 실제로 몇배나 더 클때도 있고 變化하기 쉽다는 Ormiston 等⁽¹²⁾의 實驗結果와 잘 부합되는 事實이다.

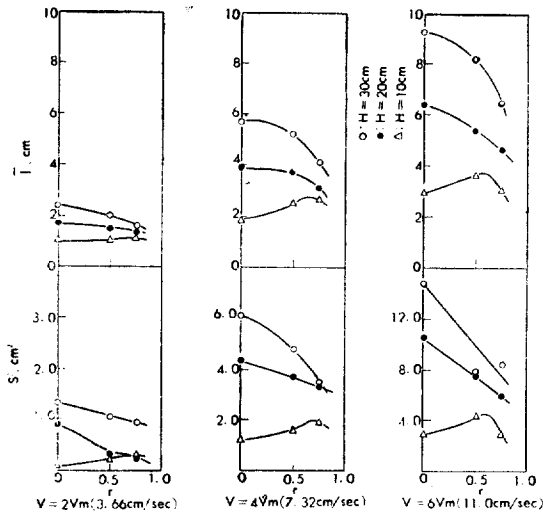


Fig. 7 Radial Dependence of Average Bubble Length and Variance of Bubble Length Distributions for 154μ Particles

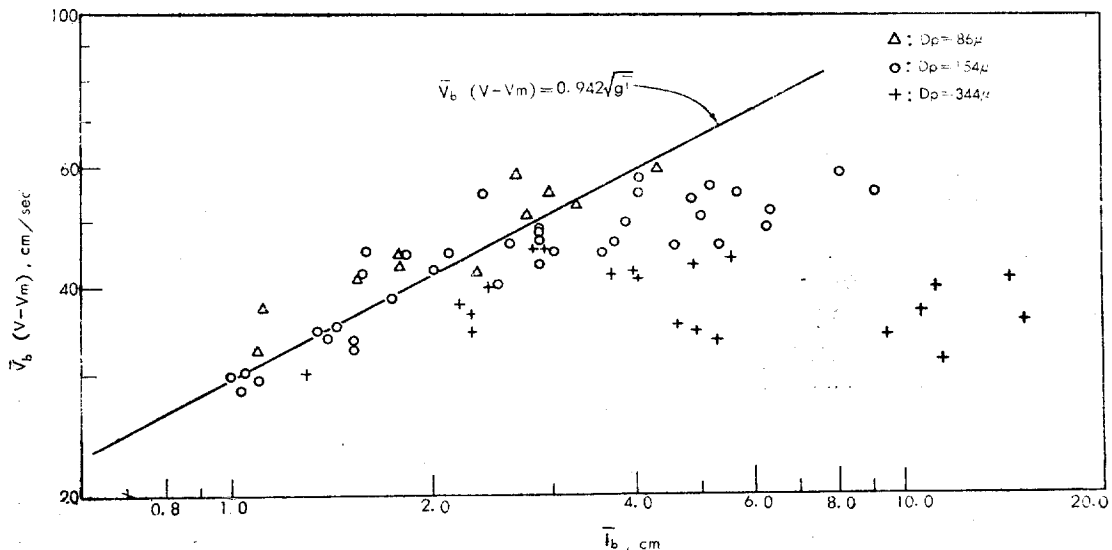


Fig. 8 Relationship between Bubble Velocity and Size

結 論

conductive coke 流動層에서 電氣抵抗 probe를 使用하여 氣泡의 舉動을 測定한 結果 다음과 같은 結論을 얻었다.

- (1) 層下部에서 生成된 氣泡들은 上昇하면서 서로 會合하며 따라서 그 크기는 커지고 頻度는 減少한다. 또한 크기는 熱體流速과 粒子의 크기에 따라서 增加한다
- (2) 氣泡의 頻度, 크기의 分布의 平均 및 偏의 半徑方向의 分布는 서로 비슷한 모양을 갖고 있다. 卽 層上部에서는 $\gamma=0.5-0.7$ 에서 極大點을 나타내며 上部에 갈수록 極大點이 中心部로 옮겨간다.
- (3) 氣泡크기의 分布는 層下部에서 그리고 氣體流速이 적을 때는 正規分布로 가정할수 있으며 氣泡의 크기가 증가할수록 이에서 벗어난다.
- (4) 連續의으로 發生하는 氣泡의 上昇速度는 Nicklin 等이 제의한 式으로 近似的으로 表示할 수 있다.

Nomenclature

- A : Cross sectional area of the column, cm^2
 C : A coefficient defined in Equation (8)
 D : Diameter of the column, cm
 d : Vertical distance between tips of probe, cm
 D_p : Average particle diameter, cm

\bar{d}_b : Average spherical cap diameter of a bubble for a run, cm

\bar{d}_e : Average equivalent diameter of a bubble for a run, cm

$F(\tau_1, 1/\tau_2)$: Two-dimensional array of τ_1 versus $1/\tau_2$

f_{ij} : Frequency corresponding to the i -th row and j -th column of $F(\tau_1, 1/\tau_2)$

$f_j: \sum_{i=1}^{64} f_{ij}$

$G(\tau_3)$: One-dimensional array of τ_3

g_j : Frequency corresponding to the j -th column of $G(\tau_3)$ array

g : Gravitational constant, 980 dyne/sec²

H : Vertical distance from the distributor, cm

K : A parameter defined in Equation (6)

\bar{l} : Average bubble length for a run, cm

\bar{l}_j : Average bubble length corresponding to the j -th column of $F(\tau_1, 1/\tau_2)$

n : Bubble frequency, sec⁻¹

Q : Volumetric flow rate of gas, cm³/sec

r : Dimensionless radial variable

T : Total data processing time, sec

t : Time variable, sec

V : Superficial gas velocity, cm/sec

V_b : Individual bubble velocity, cm/sec

V_{bo} : Rising velocity of an isolated single bubble

\bar{V}_b : Average bubble velocity for a run, cm/sec

V_m : Superficial minimum fluidizing velocity, cm/sec

V_{so} : Rising velocity of an isolated single slug, cm/sec

ϵ_b : Volume fraction occupied by bubble phase

τ_1 : Pulse width in unit of time, sec.

τ_2 : Time delay between corresponding pulses in the two channels of recorded data, sec.

τ_3 : Time interval between two successive pulses, sec.

τ_{1i} : Midvalue of τ_1 corresponding to the i -th row of $F(\tau_1, 1/\tau_2)$

τ_{3j} : Midvalue of τ_3 corresponding to the j -th column $G(\tau_3)$

$(1/\tau_2)_j$: Midvalue of $1/\tau_2$ corresponding to the j -th column of $F(\tau_1, 1/\tau_2)$

$\Delta\tau_3$: Increment size of τ_3 in $G(\tau_3)$

$\Delta(1/\tau_2)$: Increment size of $1/\tau_2$ in $F(\tau_1, 1/\tau_2)$

θ : Wake angle of a bubble.

参考文献

1. Jackson, R. Trans. Instn Chem. Engrs., 1963, 41, 22.
2. Murray, J.D. J. Fluid Mech., 1965, 22, 57.
3. Stewart, P.S.B. Trans. Instn. Chem. Engrs., 1968, 46, 60.
4. Davidson, J.F. and Harrison, D., "Fluidized Particles", 1963 (Cambridge, University Press).
5. Rowe, P.N., and Partridge, B.A. Trans. Instn Chem. Engrs. 1965, 43, 157.
6. Pyle, D.L. and Harrison D. Chem. Eng. Sci., 1967, 22, 531.
7. Pyle, D.L. and Harrison D. Chem. Eng. Sci., 1967, 22, 1199.
8. Winter, O. A.I.Ch. E. J. 1968, 14, 426.
9. Kunii, D., Yoshida, K. and Hiraki I., Proceedings of the International Symposium on Fluidization 1967, 243. (Amsterdam: Netherlands University Press).
10. Baumgarten, P.K. and Pigford, R.L. A.I.Ch. E. J. 1960, 6, 115.
11. Yasui G., and Johanson, L. N. A. I. Ch. E. J. 1958, 4, 445.
12. Ormiston, R.M., Mitchell, F.R.G. and Davidson, J.F. Trans. Instn Chem. Engrs., 1965, 43, 209.
13. Lanneau, K.P. Trans. Instn Chem. Engrs. 1960, 38, 125.
14. Toei, R., Matsuno, R., Kojima, H., Nagai, Y., Nokagawa, K. and Yu, S., Chemical Engineering (Japan) 1965, 29, 851.
15. Funke, E.R.R. and van Blockland, G. Private communication. (Division of Mechanical Engineering, National Research Council, Ottawa, Canada).
16. Grace, J.R., and Harrison, D. Paper presented at Tripartite Chemical Eng. Conference, Montreal, (1968).
17. Nicklin, D.J., Wilkes, J.O. and Davidson, J. F. Trans. Instn Chem. Engrs., 1962, 40, 61.
18. Harrison, D. and Leung, L. S., L. S., Trans. Instn Chem. Engrs., 1962, 40, 146.
19. Stewart, P. S. B. and Davidson, J. F. Powder Technology, 1967, 1, 61.