

DRAFT 管이 있는 三相 流動層塔의 流動 및 物質傳達 特性

李成熙 · 崔浩尙* · 朴永泰* · 都甲守**

慶北地方工業試驗所

*慶北産業大學 工業化學科

**崇實大學校 化學工學科

(1989년 3월 30일 접수, 1989년 7월 18일 채택)

The Characteristics of Hydrodynamics and Mass Transfer in Three Phase Fluidized Column with Draft Tube

Sung Hee Lee, Ho Sang Choi*, Young Tae Park*, and Kap Soo Doh**

Kyungbuk Industrial Testing Center, Taegu 704-340, Korea

*Dept. of Ind. Chem., Kyungbuk Sanup University, Taegu 701-031, Korea

**Dept. of Chem. Eng., Soongsil University, Seoul 156-743, Korea

(Received 30 March 1989; accepted 18 July 1989)

要 約

Draft 管이 있는 三相 流動層塔에서 液相(물)-氣相(空氣)-固相(glass bead)의 三相系에 對하여, 氣相 滯溜量과 物質傳達 特性을 氣相과 液相의 流速, draft 管의 크기 및 glass bead 의 크기 등에 따라 實驗으로 考察하였다.

總括 氣相 滯溜量은 氣相 流速에 따라 增加하였고, 液相 流速과 固體粒子크기의 增加에 따라서는 減少하는 傾向을 나타내었다. 總括 容量 物質傳達係數는 氣相 流速과 draft 管의 크기가 增加함에 따라 增加하였고, 液相 流速과 固體粒子 크기의 增加에 對하여는 減少하는 傾向을 나타내었다. 總括 氣相 滯溜量과 總括 容量 物質傳達係數를 本 裝置系의 實驗變數에 對하여 다음과 같은 經驗式으로 나타낼 수 있었다.

$$\epsilon_g = 0.01493 (D_t/D_c)^{0.0993} d_p^{-0.1115} U_L^{-0.0914} U_g^{0.9113}$$

$$\bar{K}_{La} = 0.00653 (D_t/D_c)^{1.8054} d_p^{-0.3090} U_L^{-0.5056} U_g^{0.7306}$$

Abstract—An experimental study was carried out to investigate the characteristics of hydrodynamics and mass transfer in a three phase fluidized column with the draft tube. The gas holdup and the mass transfer coefficient were measured by conducting experiment for air-water-glass bead systems.

The overall gas holdup increased with the gas velocity and tended to decrease with the particle size, and the overall volumetric mass transfer coefficient increased with the gas velocity and the size of the draft tube, and showed a tendency to decrease with increasing liquid velocity and solid particle size. Dependences of the overall gas holdup and the overall volumetric mass transfer coefficient on each experimental variable were given by the following empirical equations:

$$\epsilon_g = 0.01493 (D_t/D_c)^{0.0993} d_p^{-0.1115} U_L^{-0.0914} U_g^{0.9113}$$

$$\bar{K}_{La} = 0.00653 (D_t/D_c)^{1.8054} d_p^{-0.3090} U_L^{-0.5056} U_g^{0.7306}$$

1. 序 論

三相 流動層은 化學工業의 여러 分野에서 많이 利用되고 있으며, 最近에는 廢水處理工程이나 高粘度 溶液을 使用하는 好氣性 發酵 生物學 反應器에도 많이 使用되고 있다[1-3].

三相 流動層 操作에 關한 研究는 流動層에서의 固體 粒子和 流動化 媒體 사이의 渦流混合에 依하여 氣相-液相-固相의 混合度가 크고 熱 및 物質傳達速度를 向上시킬 수 있는 方向으로 進行되고 있다. 그 中에서도 draft 管이 設置된 二重 氣泡塔이 理想 混合塔型 反應器와 같은 높은 混合效率과 理想 管形 反應器에서와 같이 高濃度差의 物質傳達效果를 얻는 것을 適切히 調和시킬 수 있고, 相當히 낮은 氣相 및 液相 流速으로도 固體粒子的 流動化가 可能하며, 液相의 滯留時間을 制御하기가 容易하므로 大量的 原料를 處理해야 하는 高濃度의 廢水處理工程에 適合한 것으로 思料된다.

現在까지 圓筒形 氣泡塔에서 氣-液-固 3相의 氣相 滯流量, 氣-液相 分散係數 및 物質傳達에 關한 資料는 Koide 等[4], Muroyama 等[5], Choi 等[6]과 Yamashita 等[7]에 依하여 많이 提示되고 있으나 draft 管이 있는 氣-液-固 三相 流動層塔에서 液相을 連續적으로 處理하는 操作에 關한 研究나 資料는 극히 未盡한 狀態에 있다. Draft 管이 있는 三相 流動層塔을 設計한 경우에는 各 相의 滯留量, 氣相과 液相의 混合效果, 熱 및 物質傳達速度, 氣泡크기와 液相의 循環速度 等에 關한 資料가 必要하다.

本 研究에서는 draft 管이 있는 三相 流動層塔에서 氣相(空氣)-液相(물)-固相(glass bead)의 三相系에 對하여 氣相과 液相을 上向 並流로 連續注入하면서 氣相의 相滯留量과 物質傳達係數를 固體粒子크기, draft 管의 크기 및 氣相-液相의 流速을 變數로 하여 測定하고, 各 操作 變數에 따른 影響을 考察하였다.

2. 實 驗

2-1. 實驗裝置

本 研究에 使用된 實驗裝置의 概略圖를 Fig. 1에 圖示하였다. Main column은 內徑이 14 cm, 높이 180 cm 인 아크릴管을 使用하였다.

塔은 分配器를 包含하는 calming section, main column 및 上部 weir로 構成되는 부분과 두께 0.3 cm, 높이가 110 cm 이고 內徑이 各各 9.4 cm, 8.4 cm,

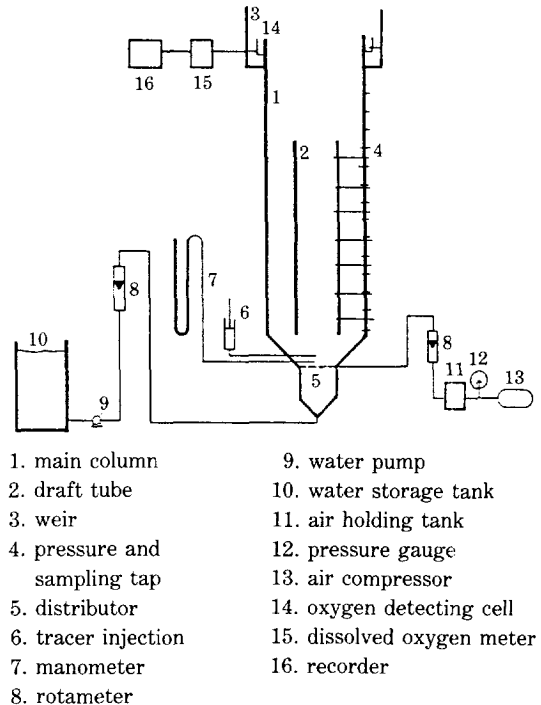


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

7.4 cm 인 아크릴 管을 draft 內管으로 하는 부분으로 構成되어 있다. 塔 內部的 流體의 靜壓을 測定하고 試料를 採取할 수 있도록 分配器로부터 10 cm 位置에서부터 10 cm 間隔으로 壓力 tap과 sampling tap을 設置하였다. Draft 內管部分은 分配器로부터 15 cm 位置에서 15 cm 間隔으로 壓力 tap과 sampling tap을 設置하였다.

分配器의 上端部分은 固體粒子的 分散을 원활히 하고 分配器와 draft 內管의 有效 hole 斷面積이 잘 一致될 수 있도록 cone 形態로 製作하였다. 流動層塔 內의 固體粒子的 流出을 防止할 수 있도록 分配器의 表面과 壓力測定 tap 및 sampling tap에는 40 mesh의 stainless steel sieve를 附着하였다.

Calming section은 液相의 均一한 分散과 液相의 流入時에 일어날 수 있는 渦流現象을 防止하고 一定한 壓力이 維持될 수 있도록 內徑이 分配器의 內徑인 10 cm, 9 cm, 8 cm의 아크릴管으로 製作하였다.

液相은 1 Hp의 gear pump에 依하여 rotameter를 거쳐 分配器의 下部로 流入되어 塔 上部의 weir로 overflow 되어 流出된다. 氣相은 空氣속에 含有된 水分을 除去시킬 수 있도록 吸收탱크를 通過시켜 下部 分

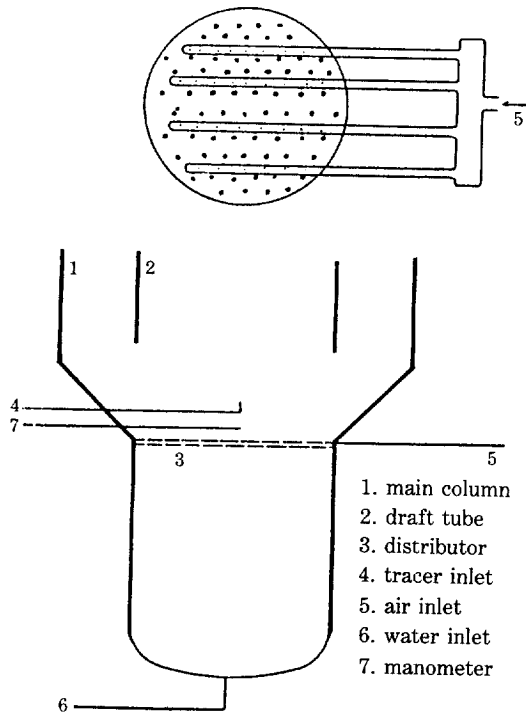


Fig. 2. Schematic diagram of column bottom and distributor.

Table 1. Dimensions of distributor

item	dimension		
diameter(ID) [cm]	10	9	8
no. of liq. hole	98	92	39
dia. of liq. hole [mm]	4	4	4
no. of air hole	28	28	28
dia. of air hole [mm]	2	2	2

配器의 側面을 통하여 流入되도록 하였다.

分配器의 詳細圖를 Fig. 2에 圖示하고, 상세한 dimension을 Table 1에 나타내었다. 液相은 分配器의 下部로, 氣相은 分配器의 側面을 통하여 流入되어 表面으로 分散되도록 하였다.

流動層塔 內的 靜壓는 壓力測定 tap의 마노미터에서 읽어서 測定하였다. 마노미터의 設置는 流體의 振動을 적게 하여 測定點을 比較的 正確히 읽을 수 있도록 傾斜기울기가 1/7이 되도록 傾斜管 마노미터를 設置하였다.

物質傳達 實驗에서는 液相으로 傳達된 酸素濃度를 測定하였다. 酸素傳達의 測定에 있어서는 液相인 물속에 녹아있는 酸素가 빨리 變하지 않는다는 假定下에 連續的으로 酸素濃度를 測定하기 爲하여 WTW社(西獨)의 model OXI 96 dissolved oxygen meter를 使用하여 recorder에 記錄되도록 하였다.

2-2. 實驗方法

本 實驗에서 氣相으로는 壓縮된 空氣, 液相으로는 aeration에 依하여 녹아있는 鹽素를 除去시킨 水道물(tap water)을 使用하였으며, 固相으로는 粒徑이 0.06 cm, 0.12 cm, 0.16 cm인 3種類의 glass bead를 使用하였다. 液相 流速은 0.36-1.44 cm/s, 氣相 流速은 1.13-5.17 cm/s의 範圍로 實驗하였다.

相滯溜量은 液相을 overflow시키면서 氣相을 分配器를 통하여 分散시켜 全體系가 定常狀態로 될 때, 各 壓力 tap의 마노미터 눈금을 읽어서 높이에 따른 壓力을 測定하고, 總括 氣相 滯溜量을 氣相과 液相을 동시에 停止시켜 액상 높이차에 依하여 計算하였다.

物質傳達는 tap water를 aeration시켜 물속에 녹아있는 鹽素를 除去시키고, 殘存酸素는 Na_2SO_3 를 使用하여 除去시켰다. 여기서, Na_2SO_3 의 量은 理論量보다 過剩量을 投入하여 酸素濃度를 完全히 0으로 되게 하였다. 液相을 流入시켜 塔 內的 液相 酸素濃도가 0인 狀態에서 recorder를 調節하고, 氣相을 流入시켜 流出되는 液相의 酸素濃도가 定常狀態에 到達했을 때 塔 상부액상의 산소농도를 측정하여 式 (1)에 依하여 塔 內的 平均 總括 容量 物質傳達係數(overall volumetric mass transfer coefficient) \bar{K}_La 를 計算하였다. 實驗에서 dissolved oxygen meter의 電極 cell이 Na_2SO_3 의 影響을 받아서 實驗값의 誤差가 發生할 수 있으나, 本 實驗에서는 繼續的으로 同一한 量의 Na_2SO_3 를 使用하여 電解質에 依한 影響을 無視할 수 있었다.

$$\bar{K}_La = \frac{2.303(1-\epsilon_g)}{t} \log \frac{C_o - C}{C_o - C_i} \quad (1)$$

여기서, C_o 는 포화 溶存酸素濃度, C_i 는 初期 流入 溶存酸素濃度이고 C 는 流出 溶存酸素濃度이다.

실험온도는 $20 \pm 2^\circ\text{C}$ 에서 실시하였다.

3. 結果 및 考察

3-1. 相滯溜量

고체粒子가 충전된 固-液 2相系の 流動層塔에서 液相을 上向으로 흘려보낼 때, 液相의 速度가 増加함에 따라 여러가지의 흐름形狀을 假定할 수 있다. 流速이 낮은 狀態에서는 bed 內에서 停止해 있는 固體粒子 사이로 스며드는 形狀, 流體의 流速이 増加하면서 粒子들이 약간 振動하여 流動되는 形狀 및 速度가 増加되면서 完全히 suspension 狀態에 이르러 circulation 되는 形狀으로 나눌 수 있다. 初期 流動化가 일어나는 點의 速度가 最小 流動化 速度이다. Fig.3에 本 裝置系에 있어서 draft管이 있는 경우와 없는 경우의 固-液 2相系の 最小 流動化 速度를 比較하여 圖示하였다. 여기서, draft管의 內徑이 9.4 cm 이고 固體粒子를 2000g 充填시킨 系에서 固體相의 粒徑이 0.06 cm 인 경우에는 最小 流動化 速度가 0.45 cm/s 이고 粒徑이 0.12 cm 일 때는 0.69 cm/s 임을 알 수 있었다. Draft管이 없는 系에서는 粒徑이 0.12 cm 에서 最小 流動化 速度가 2.

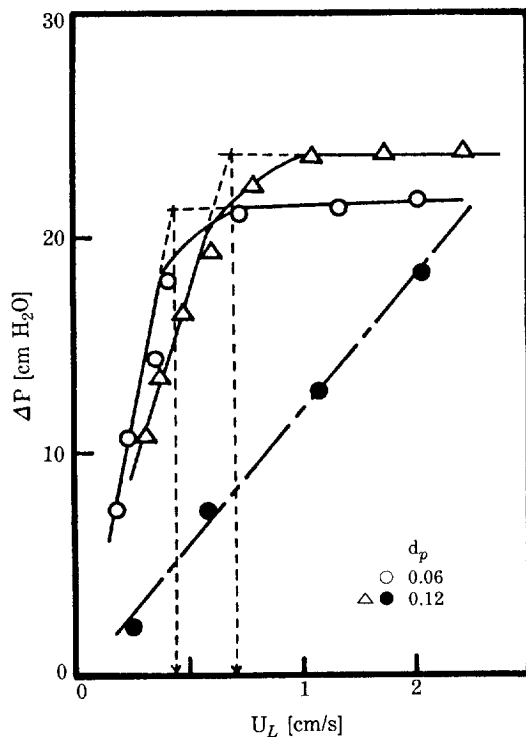


Fig. 3. Determination of minimum fluidizing velocity at liquid-solid system with and without draft tube.

($D_i = 9.4$ cm, $U_g = 0$, $W = 2000$ g).

— with draft tube

- - - without draft tube

$U_{mf} = 0.45$ cm/s (for $d_p = 0.06$ cm)

$U_{mf} = 0.69$ cm/s (for $d_p = 0.12$ cm)

41 cm/s 로서 測定되었는데, 이와 같은 現象은 draft管으로 液相이 流入됨으로서 相對的인 流速의 増加現象이 일어나기 때문에 아주 낮은 流速에서도 粒子가 流動하고 있음을 알 수 있었다.

Draft管의 크기가 9.4 cm 이고 液相 流速이 0.36 cm/s 일 때, 塔內의 全體 靜壓變化를 氣相 流速變化에 對하여 固體相의 粒徑별로 Fig.4에 圖示하였다. 이때, 塔內의 靜壓變化가 3段階로 變하고 있음을 알 수 있었는데, A와 A'點까지는 약간의 層膨脹이 일어나는 段階로 draft管 內外로 液相만 循環이 되고 있고, A-B와 A'-B'에서는 draft管 內에서 氣-液-固 三相이 流動化되고 있는 段階로 여기서는 氣-液 2相이 annulus 쪽으로 循環되어 지고 있으며, 또 B와 B'點 以上에서는 draft管 內外로 氣-液-固 三相이 完全히 流動化되어 循環되고 있는 段階이다. 固體相의 粒徑이 0.06 cm 인 경우에는 層膨脹 段階의 氣相 流速은 1.15 cm/s, draft管 內外로 完全 流動化되는 氣相 流速은 2.54 cm/s 이었으며, 粒徑이 0.12 cm 인 경우는 1.70 cm/s 와 4.21 cm/s 이었다.

마노미터의 靜壓 profile에 依하여 三相 流動層에서 draft管의 內部와 annulus 部分에 對하여 높이에 따른 靜壓를 測定하여 Fig.5에 圖示하였다. Draft管으로 氣相을 分射시킴으로서 管 內의 相對的 流速이 急激히 上乘되므로 draft管에서 annulus 쪽으로 液相이

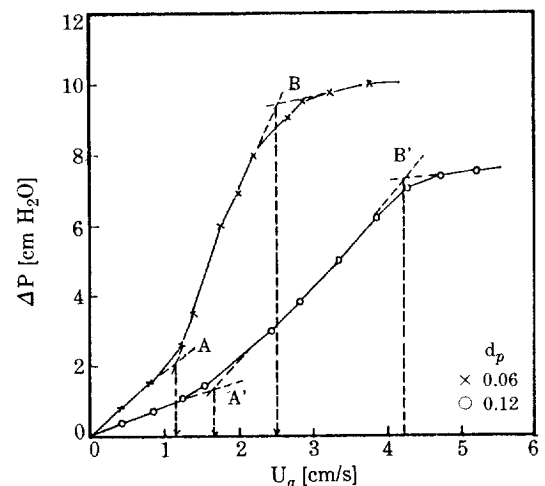


Fig. 4. Effect of gas velocity on pressure difference at gas-liquid solid system.

($U_L = 0.36$ cm/s, $D_i = 9.4$ cm)

bed expansion

A 1.15 cm/s

A' 1.70 cm/s

circulation

B 2.54 cm/s

B' 4.21 cm/s

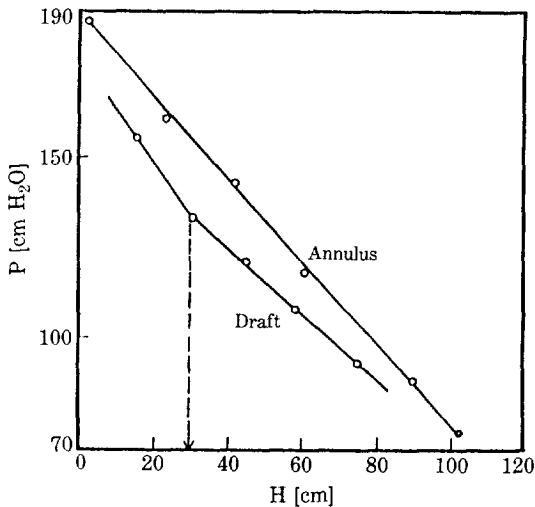


Fig. 5. Pressure profile with column height.
($D_i = 9.4$ cm, $d_p = 0.12$ cm, $U_L = 0.72$ cm/s,
 $U_g = 1.56$ cm/s)
[bed height = 28 cm]

circulation 되어 固體粒子的流動化는 氣相-液相의流速이 낮은範圍에서도 쉽게流動化시킬 수 있었으며, 또 draft 管 內에서는 固體相의層높이에 따른壓力差異가 일어나게 되어서 氣-液-固 3相系와 氣-液 2相系로分離되는 固體相의膨脹된層높이를 알 수 있었다. 여기서 draft 管 內의 固體粒子相의膨脹된層높이는 28 cm 이었다.

塔 內로 液相의連續인 注入 狀態에서 氣相을 並流로 注入하면 draft 管의 影響으로 낮은流速에서도 固體粒子가流動化되면서 氣泡가 上昇하게 되며, 이때 氣相과 液相間의接觸과攪拌效果가 增大된다. 또한 氣相과 液相의流速變化和 塔 內의 充填物質 等の 狀態에 따라 흐름形態가 變하게 되고, 이와 같은 흐름形態의變化는流動層塔의效率를豫測하고裝置를設計하는데 있어서 重要な因子 中の 하나이다.

本 裝置系의 實驗과 draft 管이 없는 三相流動層塔에서 Taitel 等[8]의 實驗에 依하여 提示된 흐름形態의區分을比較하면, 本 實驗領域이 bubble flow regime으로 볼 수 있으며 약간의 slug flow regime을 포함하고 있다.

Fig. 6에 氣相流速의增加에 對한 氣相滯溜量을 固體粒子的크기에 따라圖示하였다. 氣相流速의增加에 對하여滯溜量은線型的인關係에 있다. 同一한 draft 管에서 氣相流速의增加에 對하여 固體粒子的크기가 클수록滯溜量이減少하고 있음을 알 수 있었다.

Fig. 7에 氣相流速變化에 對한 氣相滯溜量의變化

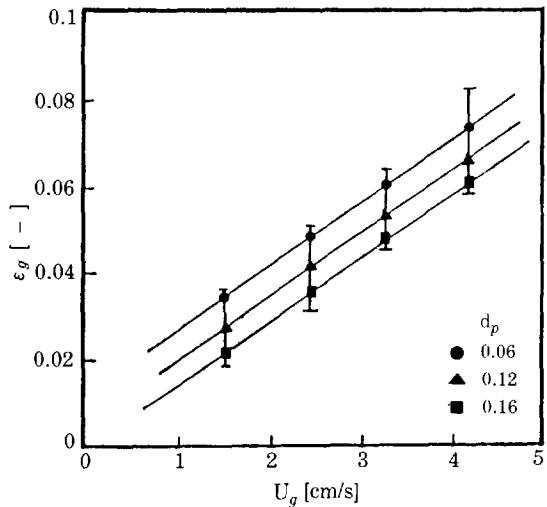


Fig. 6. Effect of gas velocity on gas holdup in three phase fluidization with draft tube.
($D_i = 7.4$ cm, $U_L = 0.56$ -1.44 cm/s)

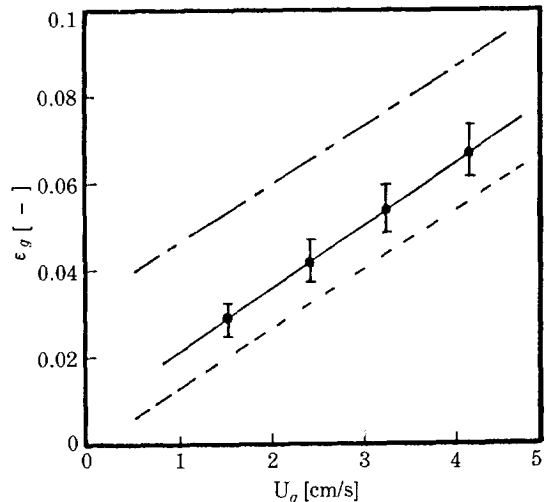


Fig. 7. Effect of gas velocity on gas holdup compared with previous studies.

- This study ($D_i = 8.4$ cm, $d_p = 0.12$ cm, $U_L = 0.36$ -1.44 cm/s)
- Michelsen & Ostgaard [9] ($d_p = 0.125$ cm, $U_L = 3$ cm/s, without draft tube)
- Koide et al. [11] ($D_i = 8.2$ cm, $U_L = 0$, with draft tube air-liquid (stagnant) system)

를 draft 管의有無에 따라, 固體相粒子的有無에 따라比較하여圖示하였다. 本 研究에서 draft 管 크기 8.4 cm, 固體粒子크기 0.12 cm 이고 液相流速이 0.36-1.44

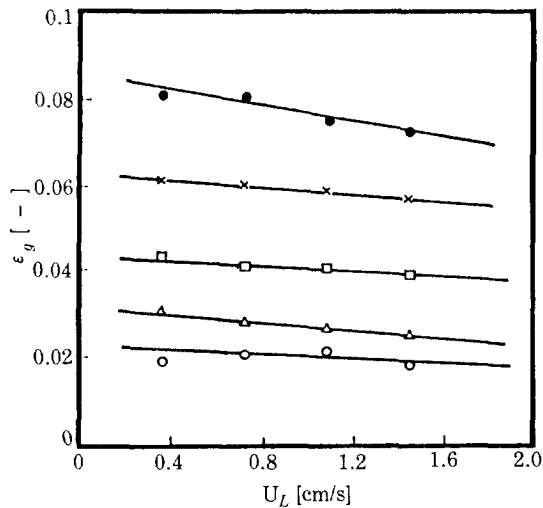


Fig. 8. Effect of liquid velocity on gas holdup in three phase fluidization with draft tube. ($D_i = 7.4$ cm, $d_p = 0.06$ cm)
 U_g [cm/s] 1.13 1.56 2.44 3.32 4.23
 ○ △ □ × ●

cm/s에 대하여 기相 滯溜量이 기相 流速 增加에 따라 線型的으로 增加하고 있음을 알 수 있었다. 또, Michelsen과 Ostergaard[9]의 研究報告에서도 粒子 크기가 0.125 cm 이고, 液相 流速이 3 cm/s에서 draft 管이 없는 三相 流動層塔에서와 Koide 등[10]이 draft 管의 크기가 8.2 cm 인 氣-液 2相系에서 液相을 停滯 시킨 狀態로 實驗한 研究報告와 本 研究에서의 結果가 같은 傾向을 나타내었다. 여기서, 本 研究結果가 draft 管이 없는 경우보다 氣相 滯溜量이 더 크게 나타나고 있다. 이것은 draft 管 內로 氣相 流速의 影響을 크게 받아 流動層 內의 氣泡數의 增加現象이 두드러지는 것으로 思料된다.

Fig. 8, 9에는 液相 流速變化에 따른 氣相 滯溜量을 draft 管의 크기가 7.4 cm, 9.4 cm에서 氣相 流速別로 圖示하였다. 液相 流速이 增加함에 따라 氣相 滯溜量이 減少하는 傾向을 나타내었는데, 이것은 連續操作에서 液相 流速이 draft 管 內에서 相對的으로 增加되어 滯溜量이 減少하는 것으로 思料된다.

Fig. 10은 draft 管의 크기 變化($D_i/D_c = 0.50-0.70$)에 대하여 氣相 滯溜量을 圖示하였다. 本 研究에서 氣相 滯溜量이 draft 管의 크기에 큰 影響이 없음을 알 수 있었는데, 이것은 다른 研究者들의 報告[11]와도 一致하는 傾向을 나타내었다.

Draft 管이 있는 三相 流動層塔에서 주어진 實驗變數 範圍에 대하여 multiple linear regression 한 結果로

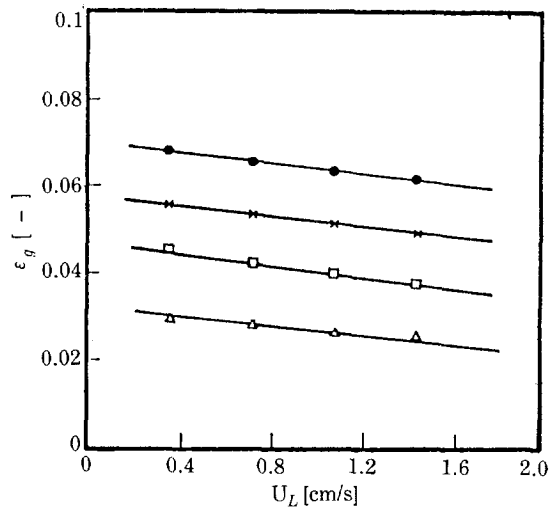


Fig. 9. Effect of liquid velocity on gas holdup in three fluidization with draft tube. ($D_i = 9.4$ cm, $d_p = 0.16$ cm)
 U_g [cm/s] 1.56 3.32 4.23
 △ □ × ●

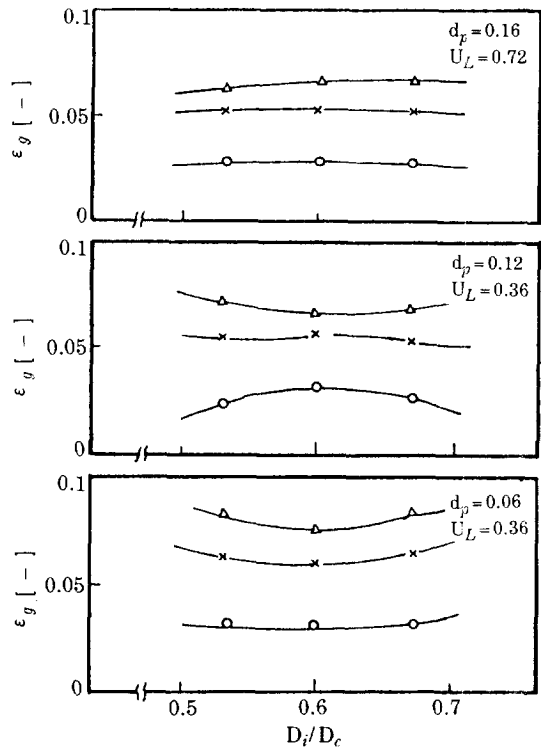


Fig. 10. Effect of draft tube diameter on gas holdup.

U_g [cm/s] 1.56 3.32 4.23
 ○ × △

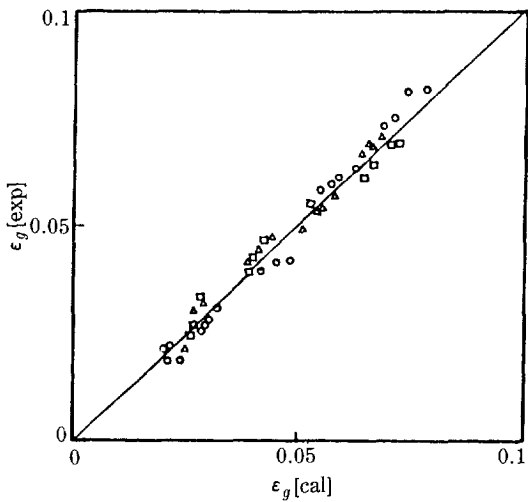


Fig. 11. Comparison of experimental and calculated values of gas holdup.

d_p [cm] 0.06 0.12 0.16
○ △ □

서 기상 滯溜量を 다음과 같은 經驗式으로 나타낼 수 있었다.

$$\varepsilon_g = 0.01493 (D_i/D_c)^{0.0993} d_p^{-0.1115} U_L^{-0.0914} U_g^{0.9113} \quad (2)$$

correlation coefficient : 0.9725

standard deviation : 0.107

式 (2)로 計算한 기상 滯溜량과 實驗에 의하여 測定된 기상 滯溜량을 Fig. 11에 比較하여 圖示하였으며, 實驗 값과 計算값이 잘 一致하고 있음을 알 수 있었다.

式 (2)를 기상과 液相의 Reynolds 數와 column의 크기 사이의 無次元 變數의 相關 關係式으로 式 (3)과 같이 整理하였다.

$$\varepsilon_g = 10^{-3.2024} Re_L^{-0.0908} Re_g^{0.9030} (D_i/D_c)^{0.0805} \quad (3)$$

3-2. 物質傳達

軸方向 높이에 따라 溶存酸素濃度 分布를 draft 管의 크기가 8.4 cm 이고, 固體粒子的 크기가 0.12 cm, 기상 流速이 2.44 cm/s, 液相 流速이 0.72 cm/s 인 경우에 Fig. 12에 圖示하였다. 이것은 實驗 裝置系가 定常狀態에 到達하였을 때의 濃度分布로서 annulus 부분에서는 塔 높이 15 cm 以上에서는 濃度가 거의 같았으며, draft 管 內에서는 酸素濃度가 塔 높이에 따라 거의 直線의 增加하였다. 이와 같은 現象은 draft 管의 作用에 依하여 流速의 相對的인 增大效果를 얻을 수 있고, draft 管 內에서는 plug flow 와 類似한 흐름이 이루어지기 때문에 思料된다.

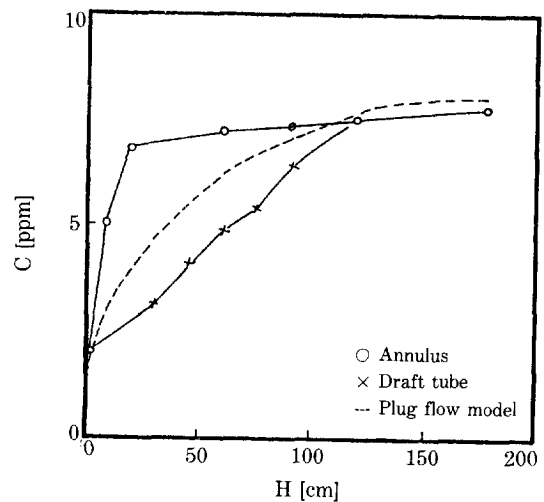


Fig. 12. Concentration profile in three phase fluidization with draft tube.

($D_i = 8.4$ cm, $d_p = 0.12$ cm, $U_L = 0.72$ cm/s, $U_g = 2.44$ cm/s)

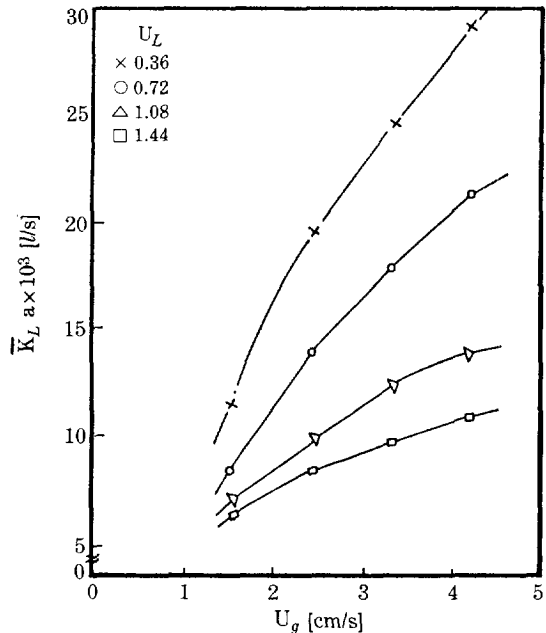


Fig. 13. Effect of gas velocity on overall volumetric mass transfer coefficient in three phase fluidization with draft tube. ($D_i = 8.4$ cm, $d_p = 0.06$ cm)

Fig. 13은 總括 容量 物質傳達係數, $K_L a$ 에 미치는 기상 流速의 影響을 液相 流速에 따라 圖示하였다. 여기서, 기상 流速이 增加함에 따라 物質傳達係數가 增加

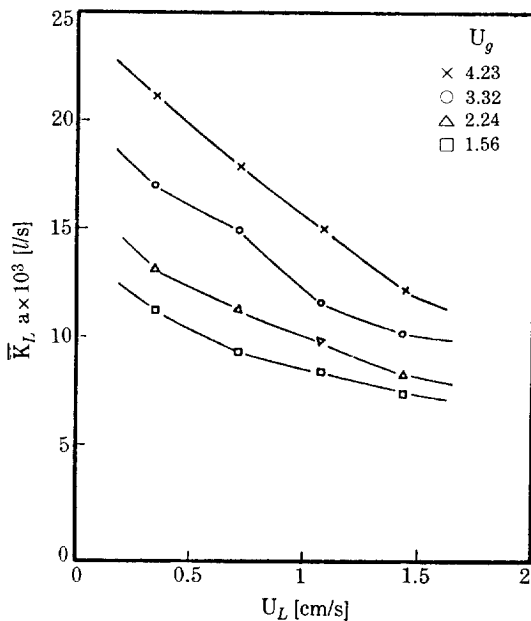


Fig. 14. Effect of liquid velocity on overall volumetric mass transfer coefficient in three phase fluidization with draft tube.
($D_i = 7.4$ cm, $d_p = 0.06$ cm)

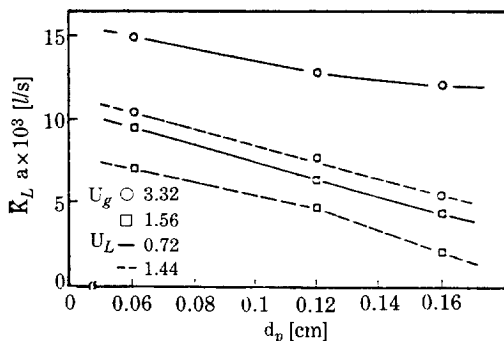


Fig. 15. Effect of particle size on overall volumetric mass transfer coefficient in three phase fluidization with draft tube.
($D_i = 7.4$ cm)

하고 있으며, 이것은 기상流速이 커지면 탑 內의 기상滯留量이 증가되어 기상과 액상의接觸面積이 커지고 기상流入에 의하여 들어오는 에너지가 액상으로傳達되면서 small scale의 eddy를形成하게 된다. 그러므로, Lamont와 Scott[12]가提示한 eddy cell model에依據하여 large scale eddy 속의 small scale eddy가發生하여 기상과 액상 사이의物質傳達效果가增大

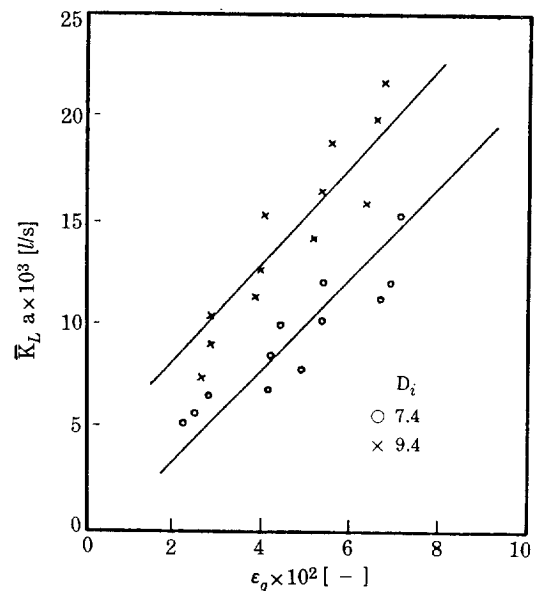


Fig. 16. Effect of gas holdup on overall volumetric mass transfer coefficient in three phase fluidization with draft tube.

($d_p = 0.12$ cm, $U_g = 1.56-4.23$ cm/s, $U_L = 0.72-1.44$ cm/s)

되고, 同時に 액상의總括容量物質傳達係數가增加하게 된다.

Fig. 14에 draft管의 크기 7.4 cm, 固體粒子 크기 0.06 cm의 경우에 액相流速이物質傳達係數에 미치는影響을 기상流速에 따라圖示하였다. 總括容量物質傳達係數, $K_L a$ 는 액相流速이增加함에 따라減少하는傾向을 보이고 있다. 이것은 draft管이 없는氣泡塔이나流動層塔에서는液體流速이增加하면物質傳達係數도增加하는傾向을 보이고 있으나[13-15], draft管이 있는三相流動層塔에서는이것과反對의傾向을 보이는 것은流速이增加할수록 draft管 內의液相流速이相對的으로增加되기 때문인 것으로思料된다.

Fig. 15는 draft管이 7.4 cm이고, 액相流速이 0.72, 1.44 cm/s이고, 기상유속이 1.56, 3.32 cm/s인 경우에物質傳達係數에 미치는固體粒子 크기의影響을流速에 따라圖示하였다. 이때, 固體粒子 크기가增加함에 따라物質傳達係數는減少하는傾向을 나타내었다. Massimilla等[16]은 draft管이 없는三相流動層塔에서固體粒子的 크기에 따라總括容量物質傳達係數는減少하고 있으며,流動層塔이氣泡塔의 경우보다 더작다고報告하였다. 그것은固體粒子的 크기가 0.22,

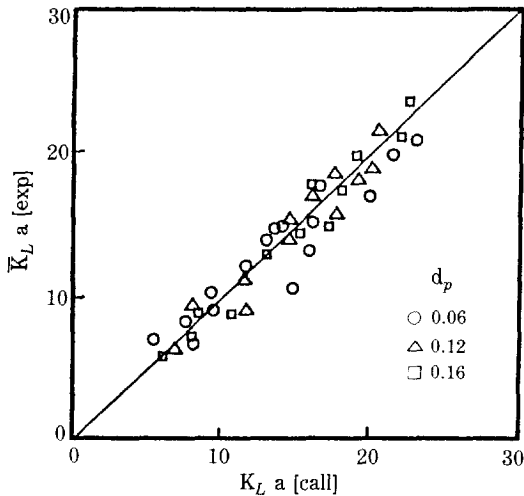


Fig. 17. Comparison of experimental and calculated values of overall volumetric mass transfer coefficient in three phase fluidization with draft tube.

0.5, 0.8 mm로서 기체가 합체현상을 보이는 영역이기 때문에 입자크기에 따라 감소한다고 보고하였다.

Fig. 16은 draft관의 크기가 7.4, 9.4 cm이고, 고체 입자크기가 0.12 cm인 경우에 기체 체류량 변화에 대한 총괄 용량 물질전달계수를 도출하였다. 물질전달계수는 기체 체류량 증가에 따라 선형적으로 증가하였다. 이러한 현상은 Shah 등[3], Deckwer 등[17]과 Akita와 Yoshida[18]의 결과와도 일치하였다.

Draft관이 있는三相流動層塔에 대한 총괄 용량 물질전달계수를 본 연구의 실험 변수 범위에서 각 변수를 multiple linear correlation하여 다음과 같은 경험식을 얻을 수 있었다.

$$\bar{K}_L a = 0.00653 (D_i/D_c)^{1.8054} d_p^{-0.3090} U_L^{-0.5056} U_g^{0.7306} \quad (4)$$

correlation coefficient : 0.957

standard deviation : 0.117

식 (4)에서 구한 $\bar{K}_L a_{(cal)}$ 값과 실험에서 얻은 $\bar{K}_L a_{(exp)}$ 값의 비교를 Fig. 17에 도출하였다. 이때, 실험값과 이론값의 편차가 11.7% 범위 이상에서 잘 일치하고 있었다.

본 실험의 장치에서 기-액 사이의 물질전달에 대한 무次元 相關關係式을 modified된 Sherwood 수 ($\bar{K}_L a D_c^2/D_o$)를 이용하여 식 (5)와 같이 쓸 수 있다.

$$Sh = f(Sc, Bo, Re_L, Re_g, Ga, Fr, We, D_i/D_c, \epsilon_g) \quad (5)$$

식 (5)를 multiple linear correlation하여 식 (6)과

같은 경험식을 얻을 수 있었다.

$$Sh = 10^{5.2384} Re_L^{-0.5061} Re_g^{0.7047} (D_i/D_c)^{1.7585} \quad (6)$$

식 (6)에서 구한 $Sh(cal)$ 과 실험에서 구한 $Sh(exp)$ 를 비교하였다. 이때, 실험값과 이론값의 편차가 14.3% 범위에서 잘 일치하고 있었다.

4. 결 론

Draft관이 있는三相流動層塔에서 액相(물)-기相(空氣)-固相(glass bead)의三相系에 대하여, 본 장치의 실험 변수 범위에서 기체 체류량과 물질전달 특성에 관한 실험과考察을 통하여 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. 총괄 기체 체류량은 기체流速 증가에 따라 증가하고 있으며, 액체流速와 고체粒徑의 증가에 따라서는 감소하는傾向을 나타내었다.

2. 기체 체류량을 multiple linear regression한 결과 다음과 같은 경험식을 얻을 수 있었다.

$$\epsilon_g = 0.01493 (D_i/D_c)^{0.0993} d_p^{0.1115} U_L^{-0.0914} U_g^{0.9113}$$

3. 총괄 용량 물질전달계수는 기체流速와 draft관의 크기가 증가함에 따라 증가하고 있으며, 액체流速와 고체粒徑에 대하여는 감소하는傾向을 나타내었다.

4. 총괄 용량 물질전달계수를 multiple linear regression한 결과 다음과 같은 경험식을 얻을 수 있었다.

$$\bar{K}_L a = 0.00653 (D_i/D_c)^{1.8054} d_p^{-0.3090} U_L^{-0.5056} U_g^{0.7306}$$

$$Sh = 10^{5.2384} Re_L^{-0.5061} Re_g^{0.7047} (D_i/D_c)^{1.7585}$$

NOMENCLATURE

- Bo : Bond number ($= D_c \rho_L g / \sigma$) [-]
- C : concentration [mol/l]
- C_i : initial concentration of dissolved oxygen [mol/l]
- C_o : saturated concentration of dissolved oxygen [mol/l]
- D_c : column diameter [cm]
- D_i : inner diameter of draft tube [cm]
- d_p : particle diameter [cm]
- Fr : Froude number ($= U_g / D_c g$) [-]
- Ga : Gallileo number ($= D_c^3 g / \nu L^2$) [-]
- H : height [cm]
- $\bar{K}_L a$: overall volumetric liquid phase mass transfer

- coefficient [l/s]
 P : pressure [cmH₂O]
 Re_g : Reynolds number of gas phase ($= D_c U_g \rho_g / \mu_g$)
 [-]
 Re_L : Reynolds number of liquid phase ($= D_c U_L \rho_L / \mu_L$) [-]
 Sc : Schmidt number $= \mu_L / D_o \rho_L$ [-]
 Sh : Sherwood number ($= K_L a D_c^2 / D_o$) [-]
 U_g : gas superficial velocity [cm/s]
 U_L : liquid superficial velocity [cm/s]
 U_{mf} : minimum fluidizing velocity [cm/s]
 We : Weber number ($= D_c \rho_L U_g^2 / \sigma$) [-]
 ε_g : overall gas holdup [-]

REFERENCES

- Cooper, P.F. and Atkinson, B.: "Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Waste-water", W.R.C., Ellis Horwood Pub., Chichester (1981).
- Hirata, A.: *Control of Water Purification and Liquid Waste Treatment (Japan)*, **23**, 15 (1982).
- Shah, Y.T., Kelkar, B.G., Godbole, S.P., and Deckwer, W.D.: *AIChE. J.*, **28**, 353 (1982).
- Koide, K., Horibe, K., Kawabata, H., and Ito, S.: *J. Chem. Eng., Japan*, **17**, 368 (1984).
- Muroyama, K., Yasunishi, A., and Mitani, Y.: Proceedings of 3rd PACHEC, vol. 1, 303 (1983).
- Choi, K.H., Kim, J.W., and Lee, W.K.: *Korean J. Chem. Eng.*, **3**, 127 (1986).
- Yamashita, F.: *J. Chem. Eng., Japan*, **18**, 349 (1985).
- Taitel, Y., Bornea, D., and Dukler, A.E.: *AIChE. J.*, **26**, 345 (1980).
- Michelsen, M.L. and Ostergaard, K.: *J. Chem. Eng.*, **1**, 37 (1970).
- Koide, K., Sato, H., and Iwamoto, S.L.: *J. Chem. Eng., Japan*, **16**, 407 (1983).
- Koide, K., Horibe, K., Kawabata, H., and Ito, S.: *J. Chem. Eng., Japan*, **18**, 248 (1985).
- Lamont, J.C. and Scott, D.S.: *AIChE. J.*, **16**, 513 (1970).
- Koide, K., Yamazoe, S., and Harada, S.: *J. Chem. Eng., Japan*, **18**, 287 (1985).
- Ostergaard, K. and Suchozebrski, W.: *Proceeding Europ. Symp. Chem. React. Eng.*, Pergamon Press, Oxford (1969).
- Ostergaard, K.: *AIChE. Symp. Ser.*, **176**, 82 (1978).
- Massimilla, C., Majuri, N., and Signorimi, P.: *La Ricerche Scientifica*, **29**, 1934 (1959).
- Deckwer, W.D., Nguyen-tien, K., Kelkar, B.G., and Shah, Y.T.: *AIChE. J.*, **29**, 915 (1983).
- Akida, K. and Yoshida, K.: *IEC Proc. Des. & Dev.*, **12**, 72 (1973).