

〔醸酵工学 第60巻 第6号 423-431. 1982〕

## 塔型気体巻き込み装置のガスホールドアップおよび 気泡の滞留時間分布

小西 秀則・松村 正利・小林 次郎

筑波大学応用生物化学系

Gas hold-up and residence time distribution of gas bubbles in a tower type gas entrainer.

HIDENORI KONISHI, MASATOSHI MATSUMURA, and JIROH KOBAYASHI (*Institute of Applied Biochemistry, University of Tsukuba, Sakura-mura, Niiharigun, Ibaraki 305, Japan*)  
Hakkokogaku 60: 423-431. 1982.

A new tower type aerator using gas entrainment caused by a falling liquid film was developed. It was characterized by the bottom of the tower which was enlarged so as to reduce the downward superficial liquid velocity to less than 3 cm/s. The enlarged bottom not only acts as a gas-liquid separator, but also has the effect of prolonging the retention time of gas bubbles in the gas-liquid mixed phase.

In the present work, overall gas hold-up and residence time distribution of entrained gas bubbles were measured in three aerators with a constant diameter of 6.2 cm and different heights of 190, 380 and 570 cm. Molar flow rate of entrained gas and flow rate of exchanged gas were obtained by simulating the distribution curve of bubble residence time with a two-phase crossmixing model in which the flow of gas bubbles in the aerator is divided into two streams, downward and upward, and the exchange of gas bubbles at a constant rate occurs between these two streams.

The effect of operating and geometric conditions on overall gas hold-up, molar flow rate of entrained gas and molar flow rate of exchanged gas were investigated, and their dimensionless correlations were obtained using Eqs. (5)-(9) and (18), (19). Mean residence time of gas bubbles was calculated by combining overall gas hold-up and flow rate of entrained gas, and compared with those of previous tower type aerators. From this comparison, it was clarified that the residence time could be prolonged to about ten times that of the previous tower type aerators.

It is therefore suggested that the new tower type aerator is superior in gas-liquid contact efficiency and can be applied as a biological aeration system, especially in highly concentrated organic waste-water treatment.

通常の廃水の活性汚泥処理装置は広大な敷地を要し、通気のための所要動力も大きく、わが国のような面積の限りのある国ではその設置について大きな障害になっている。設置面積を節減させるには、ICI社の deep shaft のように塔高を高くする必要があり、また気液接触効果が良く、かつ装置構造が簡単で、通気のための所要動力が少ない装置が望まれる。従来、気液接触装置としての一つの試みとして、噴出流を用いた気体巻き込み現象に関する研究が多くの研究者らにより行われている。<sup>1-4)</sup> これらは液貯水方式であり、設置面積および気液接触効果からいって直ちに活性汚泥処理装

置に適用することは困難である。そこで、塔型の装置を用い、液中に巻き込まれて生成される気泡の上昇速度より下降液流の線速度を多少大きくすることにより、設置面積が少なく、気液接触効果の高い装置についての研究が行われてきた。この方式による噴出流を用いた液循環方式の塔型気体巻き込み装置に関する研究は、秋葉および富金原,<sup>5)</sup> 大川ら<sup>6)</sup> によって行われ、いずれも装置の物理的特性と操作条件との相関を行い、微生物反応装置または水処理装置として十分適用できる結果を得ている。著者らの一人は、秋葉および富金原とともに液循環方式の塔型気体巻き込み装置を用いた微

生物反応装置の検討を行っている。<sup>7)</sup> 装置は循環液流を塔頂部より塔内液に流下させることにより気体を塔内液に巻き込ませ、別に設けた気液分離部によって気泡の分離を行い、液は塔頂部に再び供給する液循環方式の装置である。また、藤江ら<sup>8)</sup>は gas diffuser を用いて液中にガスを供給し、生成した気泡を下降液流により塔下部へ流下させ、別に設けた気液分離部によって気泡の分離を行う液循環方式の装置について検討し、高濃度酸素ガスの溶解装置としての利用が期待できるとしている。

しかし、これらの装置は塔内が二重管構造であったり、また気液分離部が塔本体とは別に設置されているために構造が複雑であり、かつ気泡の平均滞留時間が短いことも考えられるため、気泡の酸素利用効率はずしも大きいとはいいがたい。

本研究では、装置構造を単純化するために塔下部に直接気液分離部を設置し、下降液流に伴って流下した気泡の分離を行い、気体巻き込みを起こさせるために液膜流を用いた。分離された液は循環ポンプにより塔頂部へ供給されて循環流を形成させ、気泡は再び塔内を上昇して塔頂部の気相部に排出される。このようにすることにより、気液接触効果を上げて物質移動速度を大きくすることが期待でき、その基礎的検討として平均ガスホールドアップおよび気泡の滞留時間分布についての検討を行うとともに、気体巻き込み速度を求めることを目的とした。

### 実験装置および方法

ガスホールドアップおよび気泡の滞留時間分布の実験に用いた塔型気体巻き込み装置の概略図を Fig. 1 に示す。本装置は、塔頂部に供給された循環液の整流部①、液膜流を形成させる濡壁部②、気液混相部③および温度調節のための熱交換器⑥からなる。なお、塔頂部に供給した循環液流の整流部①として外側および

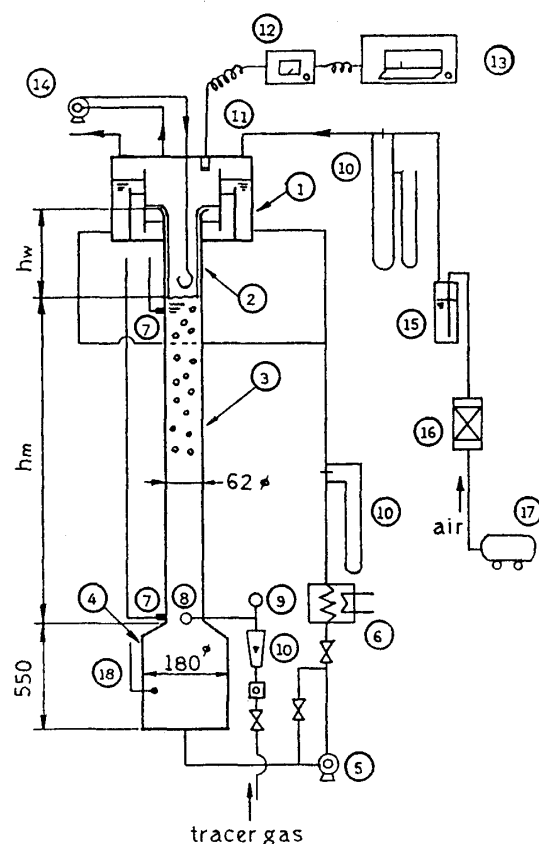


Fig. 1. Schematic diagram of experimental apparatus.

1. Packed bed for rectification, 2. Wetted-wall column, 3. Gas-liquid mixed phase, 4. Gas-liquid separator, 5. Liquid circulation pump, 6. Thermo controller, 7. Pressure tap, 8. Glass ball filter, 9. Pressure gauge, 10. Flow meter, 11. Inflammable gas sensor, 12. Amplifier of gas sensor, 13. Recorder, 14. Air pump, 15. Humidifier, 16. Air filter, 17. Compressor, 18. Thermometer

(unit: mm)

内側の環状部に直径 1 cm のガラスビーズをそれぞれ層高 15 cm, 5 cm 充てんした。濡壁部および気液混相部の塔径は 6.2 cm であり、濡壁部と気液混相部とを合わせた全塔高は 190 cm, 380 cm, 570 cm の 3 種、

Table 1. Geometrical conditions of experimental apparatus.

Run no.	$h_m$ (cm)	$h_w$ (cm)	Symbol	Run no.	$h_m$ (cm)	$h_w$ (cm)	Symbol
1	540	30	○	7	520	50	□
2	350	30	●	8	330	50	■
3	160	30	●	9	140	50	■
4	530	40	△	10	510	60	▽
5	340	40	▲	11	320	60	▼
6	150	40	▲	12	130	60	▼

濡壁部長さは 30 cm~60 cm の範囲で実験を行った。なお、塔本体は透明アクリル製、配管類はすべて塩化ビニル製を用いた。

循環ポンプにより塔頂部へ供給された塔内液は、整流部を経て濡壁部に流下し、液膜流が塔内の気液自由表面に流下する際に気体巻き込みが生じて気液混相流を形成する。塔下部まで流下した気液混相流は気液分離部において気泡の分離が行われ、液のみが循環ポンプによって塔頂部へ供給される。循環液流量はパイパスを用いて調節弁により所定値に設定し、その流量測定にはベンチコリー流量計を用いた。液空塔速度の実験範囲は 18~24 cm/s である。Table 1 に各実験の幾可学的条件を示す。塔内液として  $1.6 \times 10^{-3}$  mol/l の硫酸ソーダ水溶液を用い、溶液の水としては水道水を用いた。液温は熱交換器を用いて  $26 \pm 2^\circ\text{C}$  で行った。

平均ガスホールドアップは気液混相部および気液分離部に設けたタップにおける静圧測定より求めた。したがって、その測定値は平均のガスホールドアップであり、気液混相部体積に対する気泡体積の分率である。

気泡の滞留時間分布は気液混相流の気泡の流動が定常状態になったのち、水素をトレーサガスとして過渡応答法により応答曲線を求めた。水素は glass ball filter を用いて塔底から 40~50 ml/min で供給した。また、塔頂の気相部に 8~11 l/min で通気を行うとともに、濡壁部の気液界面上部の気体をポンプ④を用いて 2 l/min で塔頂の気相部に内部循環させ、塔頂の全気相部が完全混合になるようにした。また、これらの気体循環が平均ガスホールドアップおよび気泡の滞留時間分布に影響しないことをあらかじめ実験的に確認した。なお、滞留時間分布の実験については、平均ガスホールドアップが最大値を示す液空塔速度の近辺より気泡の合一があり、合一気泡の気液混相部からの急速な離脱によって塔頂気相部におけるトレーサガスの濃度の著しい変動があったため、測定は最大ガスホールドアップを示す液空塔速度近辺までとした。

### 実験結果

**平均ガスホールドアップ** 平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  に及ぼす液空塔速度  $\bar{u}_L$ 、濡壁部長さ  $h_w$ 、気液混相部高さ  $h_m$  の影響を表す実験結果の一例を Fig. 2 に示す。Fig. 2 より平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  が液空塔速度  $\bar{u}_L$  の増加とともに急激に増加し、極大値を経て減少する傾向が見られた。液空塔速度  $\bar{u}_L$  が小さく、平均ガスホールドアップが急激に増加する範囲では、

気泡の挙動はそれぞれ独立した運動をし、合一または分散等の現象は見られない気泡安定域にあることが観察された。液空塔速度  $\bar{u}_L$  が大きくなるにしたがって平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  は増加するが、一部の気泡は合一するようになる。さらに、液空塔速度  $\bar{u}_L$  が大きくなると気泡の合一が著しくなって大気泡が発生し、気液混相部から散逸する気体が多くなり、平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  が減少する気泡不安定域の状態が観察された。

これらのことから、気泡安定域と気泡不安定域の間に平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  の最大値を示す液空塔速度があり、この近辺は遷移域と考えることができる。

これらを考慮し、平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  と操作条件および装置の幾可学的形状との関係を表す実験式を求めた。Table 1 の各実験条件における実験結果から、液空塔速度  $\bar{u}_L$  が小さい気泡安定域において  $d\bar{\epsilon}_g/d(\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc})$  は  $\bar{\epsilon}_g/(\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc})$  にほぼ比例する結果を得た。一方、気泡の合一を  $\bar{\epsilon}_g$  の関数とすれば気泡の安定域、遷移域および気泡不安定域において Eq. (1) が成立する。

$$\frac{d\bar{\epsilon}_g}{d(\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc})} = a \frac{\bar{\epsilon}_g}{(\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc})} - \phi(\bar{\epsilon}_g) \quad (1)$$

ここで、 $\bar{u}_{Lc}$  は各実験条件下における  $\bar{\epsilon}_g = 0$  に対応する液空塔速度、 $a$  は気泡安定域に関する係数をそれぞれ示す。なお、 $\bar{u}_{Lc}$  は各実験条件下で得られた  $\bar{u}_L$  と  $\bar{\epsilon}_g$  との関係近似式で表し、その式から  $\bar{\epsilon}_g = 0$  として  $\bar{u}_{Lc}$  を求めた。 $\phi(\bar{\epsilon}_g)$  および  $a$  については、Eq. (1) よ

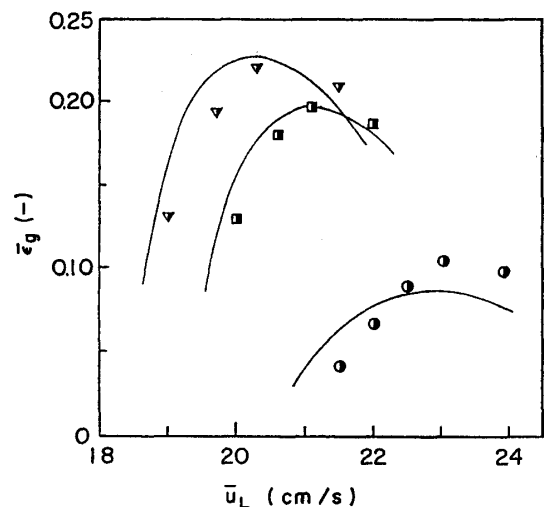


Fig. 2. Effect of length of wetted-wall column  $h_w$ , length of gas-liquid mixed phase  $h_m$  and superficial liquid velocity  $\bar{u}_L$  on overall gas hold-up  $\bar{\epsilon}_g$  (Symbols are the same as in Table 1).

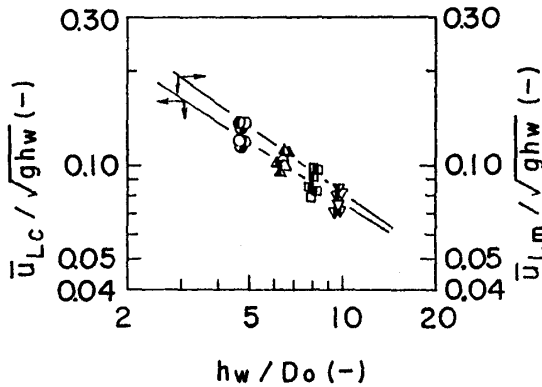


Fig. 3. Correlations of  $\bar{u}_{Lc}/\sqrt{gh_w}$  and  $\bar{u}_{Lm}/\sqrt{gh_w}$  with  $h_w/D_o$ .

$\bar{u}_{Lc}$  represents the superficial liquid velocity at  $\bar{\epsilon}_g=0$ , and  $\bar{u}_{Lm}$  presents the superficial liquid velocity at maximum gas hold-up  $\bar{\epsilon}_g$ , (Symbols are the same as in Table 1).

り得られる  $d \ln \bar{\epsilon}_g / d \ln (\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc})$  と  $\phi(\bar{\epsilon}_g)(\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc}) / \bar{\epsilon}_g$  とが一次関係で表されるように  $\phi(\bar{\epsilon}_g)$  を試行錯誤法により求めた結果、 $\phi(\bar{\epsilon}_g) = b\bar{\epsilon}_g^2$  が得られ、また  $a$  の値も得ることができた。

いま、無次元平均ガスホールドアップ  $E = \bar{\epsilon}_g / \bar{\epsilon}_{gm}$ 、無次元液空塔速度  $U = (\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc}) / (\bar{u}_{Lm} - \bar{u}_{Lc})$  とすれば、Eq. (1) および境界条件はそれぞれ Eq. (2)-(4) で示される。

$$\frac{dE}{dU} = a \frac{E}{U} - b^* E^2 \quad (2)$$

B.C.  $U=1$  において

$$E=1 \quad (3)$$

$$\frac{dE}{dU} = 0 \quad (4)$$

Eq. (2) における  $b^*$  は気泡不安定域に関する係数であり、 $b^* = b \bar{\epsilon}_{gm} (\bar{u}_{Lm} - \bar{u}_{Lc})$  で表される。Eq. (2), (3) から  $E=1 / [\{b^*U / (a+1)\} + \{(a-b^*+1)U^{-a} / (a+1)\}]$  が得られ、これと Eq. (4) から  $a=b^*$  および Eq. (5) が得られる。

$$E = \frac{a+1}{aU + (1/Ua)} \quad (5)$$

Eq. (5) において、装置の塔高などの幾可学的形状の影響は  $\bar{u}_{Lc}$ ,  $\bar{u}_{Lm}$ ,  $\bar{\epsilon}_{gm}$  および  $a$  に含まれる。また  $\bar{u}_{Lm}$ ,  $\bar{\epsilon}_{gm}$  はそれぞれ実測値より直接求めた。Table 1 の各実験条件における実験結果より得られた  $\bar{u}_{Lc}$ ,  $\bar{u}_{Lm}$ ,  $\bar{\epsilon}_{gm}$ ,  $a$  について、これらをそれぞれ幾可学的形状を表す濡壁部長さ  $h_w$ , 気液混相部長さ  $h_m$ , 塔径  $D_o$  の関数として次元解析により求めた結果を Fig. 3 と 4 にそれぞれ示す。なお、藤江<sup>9)</sup> のデータより得られた  $a$  の値は

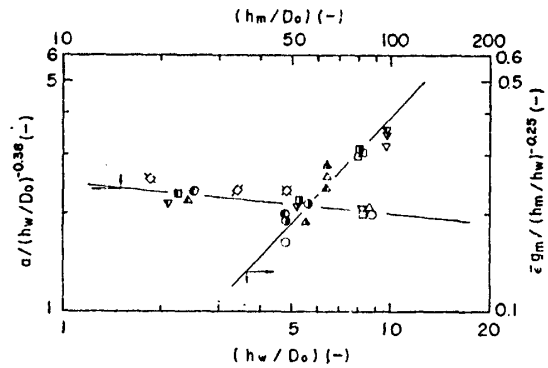


Fig. 4. Correlations of  $\bar{\epsilon}_{gm}/(h_m/h_w)^{-0.25}$  and  $a/(h_w/D_o)^{-0.38}$  with  $h_w/D_o$  and  $h_m/D_o$ , respectively.

$\bar{\epsilon}_{gm}$  represents the overall gas hold-up and the constant contained in Eq. (1), (Symbols are the same as in Table 1).

Fujie used a plunging jet for entraining gas bubbles. In his aerator both potential and kinetic energy are consumed to form gas bubbles. So that  $(h_n + u_j^2/2g)/D_o$  was employed to stand for  $h_w/D_o$  for the correlation of his data indicated by the symbols of  $\diamond$ ,  $\nabla$  and  $\times$ .

$\diamond$ ;  $D_n=1.4$  cm,  $h_n=3.0$  cm,  $D=7.0$  cm,  $h_m=120$  cm

$\nabla$ ;  $D_n=0.5$  cm,  $h_n=3.0$  cm,  $D=2.5$  cm,  $h_m=120$  cm

$\times$ ;  $D_n=0.7$  cm,  $h_n=3.0$  cm,  $D=3.5$  cm,  $h_m=120$  cm

Fig. 4 に示してある。Fig. 3 と 4 よりそれぞれ Eq. (6)-(9) を得た。ここで、塔径  $D_o$  は基準長さとして用い、本実験では一定である。

$$\frac{\bar{u}_{Lc}}{\sqrt{gh_w}} = 0.33 \left( \frac{h_w}{D_o} \right)^{-0.65} \quad (6)$$

$$\frac{\bar{u}_{Lm}}{\sqrt{gh_w}} = 0.42 \left( \frac{h_w}{D_o} \right)^{-0.72} \quad (7)$$

$$\bar{\epsilon}_{gm} = 0.034 \left( \frac{h_m}{h_w} \right)^{-0.25} \left( \frac{h_w}{D_o} \right)^{1.05} \quad (8)$$

$$a = 3.11 \left( \frac{h_m}{D_o} \right)^{-0.09} \left( \frac{h_w}{D_o} \right)^{-0.38} \quad (9)$$

Table 1 の各実験条件下における実験結果より得られた平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  の実測値と、同じ条件下で Eq. (5)-(9) を用いて得られた平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  の計算値との比較を Fig. 5 に示す。Fig. 5 より両者は 20% の範囲内で一致しており、Eq. (6)-(9) の定数決定はほぼ妥当であったと思われる。

**気泡の滞留時間分布および気体巻き込み速度** 液膜流の流下により気液混相部に巻き込まれた気泡は下降液流に同伴して流下し、塔底の気液分離部において分離される。分離された気泡は再び塔内を上昇して塔頂の気相部に排出され、この間気泡の塔内半径方向へ

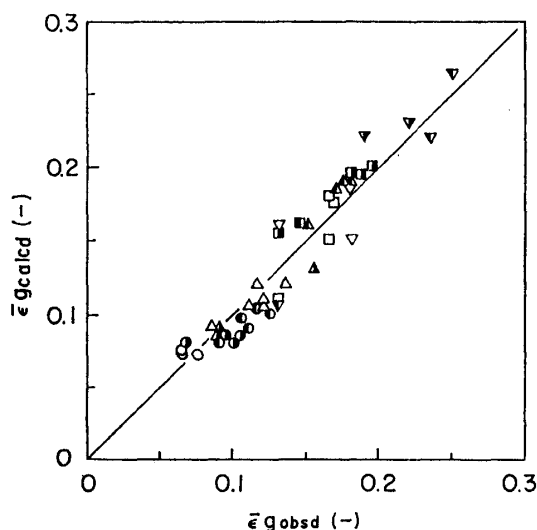


Fig. 5. Comparison of experimental values with calculated ones obtained from Eqs. (5)–(9) for overall gas hold-up  $\bar{\epsilon}_g$ , (Symbols are the same as in Table 1).

の移動が観察された。この観察結果より気液混相部において気泡は下降流，上昇流の2つの流れが生じており，またそれぞれの流れの間で気泡の交換が行われているとすることができる。

そこで，気液混相部の気泡の滞留時間分布について，Fig. 6 に示すように塔頂の全気相部を①，気泡の下降流，上昇流をそれぞれ分散相部②，③とし，この両者の間に塔内半径方向の気泡の交換が行われているとする二領域交換モデル<sup>10-12)</sup>を適用した。なお，塔高が高いことから分散相部②，③に対して圧力項を考慮した。なお，塔頂の気相部①は実験結果より完全混合であることをあらかじめ確認した。Fig. 6 のモデルから基礎式を求めるにあたって次の仮定を設けた。

1) 分散相部②，③について，下降流域②および上昇流域③をいずれもピストン流とし，それぞれの領域間で単位時間，単位長さあたりの気体交換モル流量  $\kappa$  は軸方向に対して一定とする。

2) 塔下部の気液分離部上部に供給されたトレーサガスは下降流域②の底部で完全に下降流域の気泡と混合し，上昇流域③へ入るとする。

3) 分散相部②，③の平均ガスホールドアップは等しく，トレーサガス供給による変動はないとする。

4) トレーサガスの物質移動は無視する。

(1)–(4) の仮定より，Fig. 6 の領域①，②，③における物質収支より基礎式を求めた。この場合，各領域のトレーサガスのモル分率は，領域①の時間  $\theta = \infty$  におけるトレーサガスのモル分率  $f_i/(F+f_i)$  を用いて無次

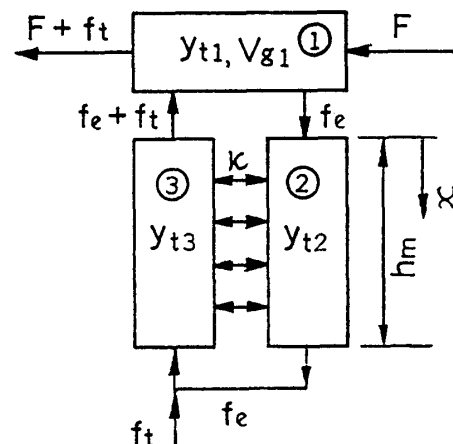


Fig. 6. Two-phase crossmixing model for gas flow.

元モル分率  $\psi_{ti} = y_{ti}(F+f_i)/f_i$  とし，気液混相部無次元長さ  $z = x/h_m$ ，無次元時間  $\tau = 2(f_e + f_i)RT\theta/P_o\bar{\epsilon}_g Ah_m$  とすれば，基礎式 Eq. (11)–(13) を，また初期条件および境界条件としてそれぞれ Eq. (14)–(16) を得る。なお，無次元時間  $\tau = 1$  とおいた場合の  $\theta$  が塔頂気相部①におけるトレーサガスの遅れ時間  $\theta_i$  となり，Eq. (10) で表される。

$$\theta_i = \bar{\epsilon}_g Ah_m P_o / 2(f_e + f_i) RT \quad (10)$$

$$\frac{d\psi_{t1}}{d\tau} = \alpha(\psi_{t1})_{z=0} - \beta\psi_{t1} \quad (11)$$

$$-\frac{\partial\psi_{t2}}{\partial\tau} = \frac{f_e}{(f_e + f_i)P^*} \frac{\partial\psi_{t2}}{\partial z} + \frac{\xi}{P^*} (\psi_{t2} - \psi_{t3}) \quad (12)$$

$$\frac{\partial\psi_{t3}}{\partial\tau} = \frac{1}{P^*} \frac{\partial\psi_{t3}}{\partial z} + \frac{\xi}{P^*} (\psi_{t2} - \psi_{t3}) \quad (13)$$

$$\text{I.C. } \tau = 0, \psi_{t1} = \psi_{t2} = \psi_{t3} = 0 \quad (14)$$

$$\text{B.C. } z = 0, \psi_{t1} = \psi_{t2} \quad (15)$$

$$z = 1, \psi_{t3} = \frac{f_e}{f_e + f_i} \psi_{t2} + \frac{F + f_t}{f_e + f_i} \quad (16)$$

Eq. (11)–(13) において， $\alpha = \bar{\epsilon}_g Ah_m / 2V_{g1}$ ， $\beta = (f_e + f_i + F)\bar{\epsilon}_g Ah_m / 2(f_e + f_i)V_{g1}$ ， $\xi = \kappa h_m / (f_e + f_i)$ ， $P^* = P_x / P_o$  である。ここで， $f_e$  は気体巻き込みモル流量， $F$  は塔頂の気相部への供給および排出モル流量， $f_t$  はトレーサガスの塔内への供給モル流量， $\kappa$  は気体交換モル流量， $V_{g1}$  は塔頂全気相部容積， $A$  は塔内断面積をそれぞれ表し，また  $P_x$  は気液自由表面から軸方向  $x$  における静圧で，Eq. (17) で表される。

$$P_x = P_o + (1 - \bar{\epsilon}_g) x \rho_L (g/g_c) / 1,033 \quad (17)$$

Eq. (11)–(13) において各実験条件下における  $f_i$ ， $F$ ， $V_{g1}$ ， $A$ ， $h_m$  は既知であり，平均ガスホールドアップは既に実験により得られている。そこで塔下部にトレー

サガスを供給して塔頂の気相部におけるトレーサガスの時間経過が得られれば、塔頂部に初めてトレーサガスが検出されるまでの時間  $\theta_i$  の概要値と Eq. (10) とから気体巻き込みモル流量  $f_g$  の概要値が求まる。Eq. (11)–(17) について  $f_g$  の概要値を用い、無次元気体交換モル流量  $\xi$  を変化させてトレーサガスの応答曲線の計算値  $\psi_{i1}$  を数値解により求め、試行錯誤法により実測値と最も良く一致する気体巻き込みモル流量  $f_g$  および無次元気体交換モル流量  $\xi$  を決定した。なお、得られた無次元気体交換モル流量  $\xi$  は、気体交換モル流量  $\kappa$  へ変換した。

数値計算は Eq. (11)–(13) を差分方程式で表し、初期条件 Eq. (14) および境界条件 Eq. (15), (16) により FACOM PFU-300 大型電子計算機を用いて行った。なお、無次元時間、無次元長さのきざみ幅が等しい場合、それぞれのきざみ幅を 0.1–0.01 と小さくすれば数値解は十分に収束することをあらかじめ確認した。

得られた気体巻き込みモル流量  $f_g$  について、操作条件として気体巻き込みモル流量に直接関与する濡壁部

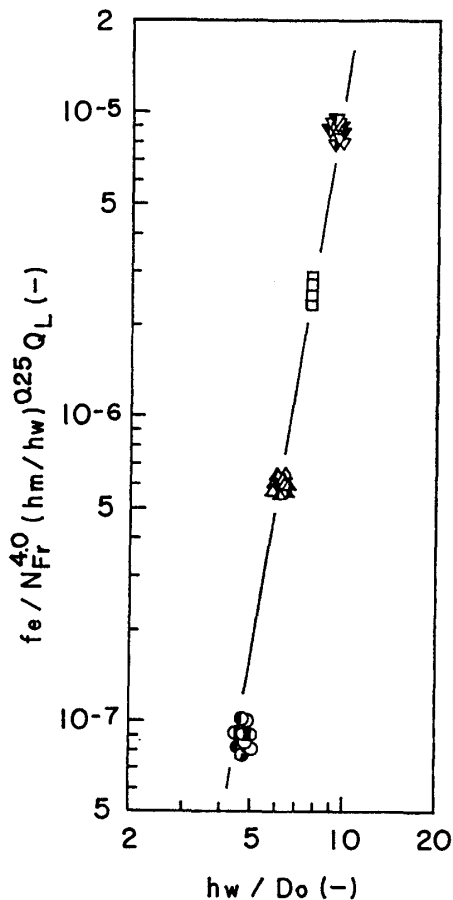


Fig. 7. Correlation of  $f_g/N_{Fr}^{4.0} (h_m/h_w)^{0.25} Q_L$  with  $h_w/D_o$ , (Symbols are the same as in Table 1).

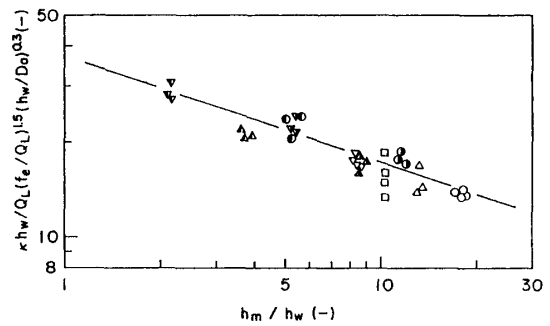


Fig. 8. Correlation of  $\kappa h_w/Q_L (f_g/Q_L)^{1.5} (h_w/D_o)^{0.3}$  with  $h_m/h_w$ , (Symbols are the same as in Table 1).

の液膜表面速度  $V_j$  をとり、さらに巻き込みガスを塔下部へ移動させる因子として塔内液のみかけのモル流量  $Q_L$  をとった。さらに、幾可学的因子として  $h_w, h_m, D_o$  をとって次元解析して整理した結果を Fig. 7 に示す。また、気体交換モル流量  $\kappa$  については操作条件として  $Q_L$  を、幾可学的因子として  $f_g$  と同様の因子をそれぞれとり、さらに  $f_g$  も密接に関与することから因子として次元解析して整理した結果を Fig. 8 に示す。Fig. 7 と 8 よりそれぞれ Eq. (18), (19) を得た。

$$\frac{f_g}{Q_L} = 6.13 \times 10^{-12} N_{Fr}^{4.0} \left(\frac{h_m}{h_w}\right)^{0.25} \left(\frac{h_w}{D_o}\right)^{6.3} \quad (18)$$

$$\frac{\kappa h_w}{Q_L} = 38.1 \left(\frac{f_g}{Q_L}\right)^{1.5} \left(\frac{h_m}{h_w}\right)^{-0.34} \left(\frac{h_w}{D_o}\right)^{0.3} \quad (19)$$

なお、濡壁部の液膜表面速度  $V_j$  は Anderson および Mantzouranis らの式<sup>19)</sup>より算出した。

## 考 察

気液混相部の気泡の流動状態は平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  が液空塔速度  $\bar{u}_L$  と共に増加し、気泡の合一分散の現象が見られない気泡安定域、気泡の合一分散が著しくなり、 $\bar{\epsilon}_g$  が  $\bar{u}_L$  と共に減少する気泡不安定域およびこの両者の間に  $\bar{\epsilon}_g$  が最大値を示す近辺の遷移域の3領域よりなることが観察された。

平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  について、これら3領域において液空塔速度  $\bar{u}_L$  および装置の幾可学的形状を与えることにより、Eq. (5)–(9) から求めた  $\bar{\epsilon}_g$  の計算値は実測値と  $\pm 20\%$  の範囲内で一致した。 $\bar{\epsilon}_g$  の計算値を求める際用いた  $\bar{u}_{Lc}, \bar{u}_{Lm}$  に関する Eq. (6), (7) には  $h_m$  は含まれず、したがって  $\bar{\epsilon}_g$  に対する端末効果は認められなかった。また、 $\bar{\epsilon}_{gm}, a$  はそれぞれ Eq. (8), (9) より  $\bar{\epsilon}_{gm} \approx \bar{\epsilon}_{gm}(h_w), a \approx a(h_w)$  とすることができ。また、無次元液空塔速度  $U$  は Eq. (6), (7) より  $U = U(\bar{u}_L, h_w)$  となる。これらより、 $\bar{\epsilon}_g \approx \bar{\epsilon}_g(\bar{u}_L, h_w)$

とすることができ、平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  に及ぼす主要な因子は液空塔速度  $\bar{u}_L$  および濡壁部長さ  $h_w$  とすることができる。さらに、本装置の平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  は 0.03~0.25 と従来の気液接触装置と同程度の値を示した。また、藤江<sup>9)</sup>の実験結果を整理した結果、 $a$  については Fig. 4 に示すように、Eq. (9) をほぼ適用できたが、他の因子については本実験で得た諸式は適用できなかった。

気泡の滞留時間分布について、Fig. 6 の二領域交換モデルおよび仮定から Eq. (10)–(16) を得、かつ静圧を考慮してこれら諸式の数値解を求めた。解を求めるにさいして滞留時間分布特性値の  $f_e, \kappa$  および遅れ時間  $\theta_l$  は、実測値と一致するように試行錯誤法により求めた。各実験値について、気体巻き込みモル流量  $f_e$  と操作条件および装置の幾可学的形状との関係は Fig. 7 より Eq. (18) で表され、 $\pm 20\%$  の範囲内で相関できた。また、Eq. (18) の  $f_e$  は無次元液空塔速度  $U$  を用いれば Eq. (20) で表される。

$$\frac{f_e}{\sqrt{gh_w}} = 0.33 \times 10^{-11} \left[ U \left\{ 1.27 \left( \frac{h_w}{D_o} \right)^{-0.07} - 1 \right\} + 1 \right] N_{Fr}^{4.0} \left( \frac{h_m}{h_w} \right)^{0.25} \left( \frac{h_w}{D_o} \right)^{5.65} \quad (20)$$

$\kappa$  は Fig. 8 より Eq. (19) で表され  $\pm 15\%$  の範囲内で相関できた。Eq. (18), (19) より Eq. (21) を得る。

$$\frac{\kappa h_w}{Q_L} = 5.77 \times 10^{-16} N_{Fr}^{6.0} \left( \frac{h_m}{h_w} \right)^{0.04} \left( \frac{h_w}{D_o} \right)^{9.75} \quad (21)$$

よって、Eq. (10), (20), (21) より操作条件および装置の幾可学的形状を与えることにより、 $f_e, \kappa, \theta_l$  が求まる。また、Eq. (20), (21) より  $f_e, \kappa$  とともに  $N_{Fr}$  および  $h_w$  の影響が大きく、とくに  $h_w$  の影響が平均ガスホ

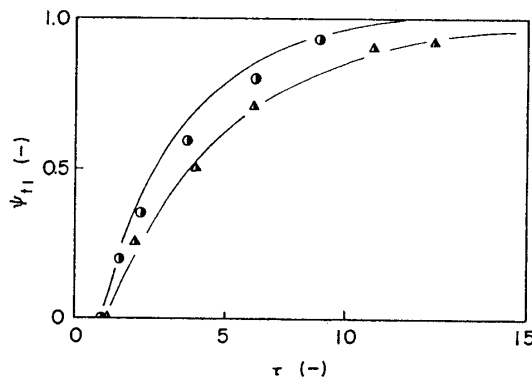


Fig. 9. Comparison of experimental values with calculated ones obtained from Eqs. (5)–(10), (20), (21) for the dimensionless molar fraction of tracer gas in the head space of the bubble column, (Symbols are the same as in Table 1).

ールドアップ同様最も大きい結果を得た。

Eq. (5)–(10) および (20), (21) からそれぞれ  $\bar{\epsilon}_g, f_e, \kappa, \theta_l$  を求め、これらの値を用いて Eq. (11)–(17) より求めた  $\psi_{11}$  の計算値と実測値の一例を Fig. 9 に示す。Fig. 9 から計算値と実測値とはほぼ一致する結果を得、2領域交換モデルおよび各実験で得られた  $f_e, \kappa, \theta_l$  それぞれの値はほぼ妥当であったと考えられる。

気体巻き込みモル流量  $f_e$  について、藤江ら<sup>8,9)</sup> 大川ら<sup>6)</sup> の塔型気体巻き込み装置とを比較した結果、本装置では小さい値を示したが、秋葉ら<sup>5)</sup> の結果とはほぼ同程度の値であった。また、平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  と単位断面あたりの気体巻き込み容積速度  $\bar{u}_G$  との関係は、Fig. 10 に示すように本装置および藤江ら<sup>8)</sup> の場合、従来の気泡塔<sup>14–17)</sup> の通気線速度  $\bar{u}_G$  の 1/10 前後の低い値で同程度の平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  を示している。このことは、本装置における気泡の平均滞留時間が大きいことを意味するものである。そこで、本装置における気泡の平均滞留時間  $\theta_m$  と  $\bar{u}_G$  との関係をも求めた結果を Fig. 11 に示す。Fig. 10 同様に本装置および藤江ら<sup>8)</sup> の場合は従来の気泡塔の  $\bar{u}_G$  の 1/10 前後の低い値で、 $\theta_m$  の値が 10 倍前後になっている。これらのことより、本装置の気液接触効果は大きいと考えられ、好気性微生物反応とくに活性汚泥処理装置として十分利用できることが考えられるが、さ

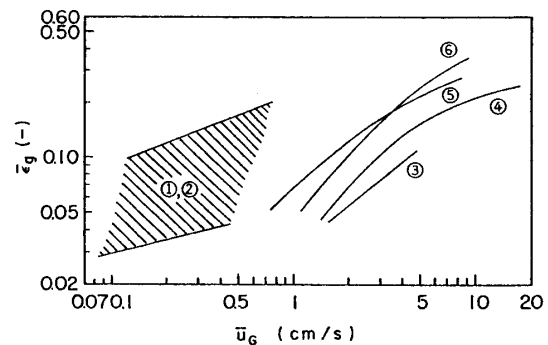


Fig. 10. Comparison of the relationship between overall gas hold-up  $\bar{\epsilon}_g$  and superficial gas velocity  $\bar{u}_G$  found with our equipment and previous bubble columns.

①; this work

②;  $h_m = 600$  cm,  $D = 45$  cm, gas diffuser, cocurrent downflow

③;  $h_m = 400$  cm,  $D = 15.2$  cm, single nozzle, batchwise

④;  $h_m = 200$  cm,  $D = 12.2$  cm, perforated plate, concurrent

⑤;  $h_m = 150$  cm,  $D = 5.0$  cm, single nozzle, countercurrent

⑥;  $h_m = 380$  cm,  $D = 14$  cm, perforated plate, countercurrent

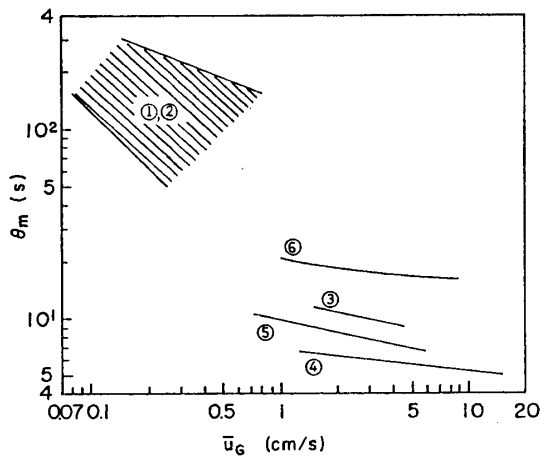


Fig. 11. Comparison of mean gas residence time  $\theta_m$  with our equipment and previous bubble columns, (Literature cited in this Figure is the same as in Fig. 10).

らに酸素移動速度の検討が必要である。また、塔径の影響も検討する必要がある、これらは今後の課題としたい。

### 要 約

液膜の流下により気体巻き込みを生じさせる内径 6.2 cm, 塔高 190 cm, 380 cm, 570 cm の液循環方式の塔型気体巻き込み装置について、平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$ , 気泡の滞留時間分布および気体巻き込み速度  $f_e$  について検討した。平均ガスホールドアップ  $\bar{\epsilon}_g$  と気体巻き込みモル流量  $f_e$  の関係より、本装置における気泡の平均滞留時間  $\theta_m$  は、従来の気泡塔と比較しかなり大きい結果を得た。このことは、気液接触効果の見地からも有効であり、好気性微生物反応、とくに活性汚泥処理装置として十分適用できると考えられる。

### Nomenclature

$A$  : cross sectional area of column,  $\text{cm}^2$   
 $a$  : constant contained in Eq. (1), —  
 $b$  : constant defined by  $b^* \bar{\epsilon}_{gm} (\bar{u}_{Lm} - \bar{u}_{Lc})$ ,  $\text{s/cm}$   
 $b^*$  : constant contained in Eq. (2), —  
 $D_o$  : column diameter,  $\text{cm}$   
 $D_n$  : nozzle diameter,  $\text{cm}$   
 $E$  : dimensionless overall gas hold-up defined by  $\bar{\epsilon}_g / \bar{\epsilon}_{gm}$ , —  
 $f_e$  : molar flow rate of entrained gas,  $\text{mol/s}$   
 $f_i$  : molar flow rate of tracer gas sparged from column bottom,  $\text{mol/s}$   
 $F$  : molar flow rate of gas to column head space,

$\text{mol/s}$

$g$  : gravitational acceleration,  $\text{cm/s}^2$   
 $g_c$  : gravitational conversion factor,  $\text{g-cm/G-s}^2$   
 $h_m$  : length of gas-liquid mixed phase,  $\text{cm}$   
 $h_n$  : length of fall from end of nozzle,  $\text{cm}$   
 $h_w$  : length of wetted-wall column,  $\text{cm}$   
 $N_{Fr}$  : Froude number defined by  $V_j^2 / gh_w$ , —  
 $P_o$  : atmospheric pressure,  $\text{atm}$   
 $P_x$  : static pressure at distance of  $X$  from free surface of gas-liquid mixed phase,  $\text{atm}$   
 $P^*$  : dimensionless pressure defined by  $P_x / P_o$ , —  
 $Q_L$  : superficial molar flow rate of liquid in column,  $\text{mol/s}$   
 $R$  : gas constant,  $\text{ml.atm/mol.}^\circ\text{K}$   
 $T$  : temperature,  $^\circ\text{K}$   
 $\bar{u}_L$  : superficial liquid velocity in column,  $\text{cm/s}$   
 $u_j$  : jet velocity at nozzle,  $\text{cm/s}$   
 $\bar{u}_G$  : superficial gas velocity in column,  $\text{cm/s}$   
 $U$  : dimensionless superficial liquid velocity in column defined by  $(\bar{u}_L - \bar{u}_{Lc}) / (\bar{u}_{Lm} - \bar{u}_{Lc})$ , —  
 $V_g$  : gas volume of gas-liquid mixed phase,  $\text{ml}$   
 $V_{gt}$  : gas volume of column head space,  $\text{ml}$   
 $V_j$  : surface velocity of falling liquid film,  $\text{cm/s}$   
 $V_L$  : liquid volume of gas-liquid mixed phase,  $\text{ml}$   
 $X$  : length in  $X$  direction from free surface of gas-liquid mixed phase,  $\text{cm}$   
 $y_{ti}$  : molar fraction of tracer gas, —  
 $Z$  : dimensionless length of gas-liquid mixed phase defined by  $X / h_m$ , —  
 $\mathcal{L}$  : defined by  $\bar{\epsilon}_g Ah_m / 2V_{gt}$ , —  
 $\beta$  : defined by  $(f_e + f_i + F) \bar{\epsilon}_g Ah_m / 2(f_e + f_i) V_{gt}$ , —  
 $\bar{\epsilon}_g$  : overall gas hold-up defined by  $V_g / (V_g + V_L)$ , —  
 $\theta$  : time,  $\text{s}$   
 $\theta_i$  : lag time defined by  $\bar{\epsilon}_g Ah_m P_o / 2(f_e + f_i) RT$ ,  $\text{s}$   
 $\theta_m$  : mean residence time of gas bubble,  $\text{s}$   
 $\kappa$  : molar flow rate of exchanged gas per unit length of column in  $X$  direction,  $\text{mol/cm s}$   
 $\xi$  : dimensionless molar flow rate of exchanged gas defined by  $\kappa h_m / (f_e + f_i)$ , —  
 $\rho_L$  : liquid density,  $\text{g/cm}^3$   
 $\tau$  : defined by  $2(f_e + f_i) RT / \bar{\epsilon}_g Ah_m P_o$ , —  
 $\psi_{ti}$  : dimensionless molar fraction of tracer gas defined by  $y_{ti} (f_e + f_i) / f_i$ , —



## 文 献

- 1) 大山, 田島, 井出村: 化学研究所報告, **19**, 344 (1953).
- 2) Lin, T. J., Donnely, H. G.: *A.I.Ch.E. Journal*, **12**, 563 (1966).
- 3) Van de Sande, E., Smith, J. M.: *Chem. Eng. Technol.*, **44**, 1177 (1972).
- 4) Smigelschi, O., Suciu, G. D.: *Chem. Eng. Sci.*, **32**, 889 (1977).
- 5) Akiba, T., Fukinbara, T.: *J. Ferment. Technol.*, **46**, 1013 (1968).
- 6) Ohkawa, A., Yamagiwa, K., Sakai, N., Futai, N., Dazai, M., Takahara, Y.: *J. Ferment. Technol.*, **56**, 551 (1980).
- 7) Fukinbara, T., Akiba, T., Kobayashi, J.: Patent (In Japan) 663913.
- 8) Fujie, K., Takaine, M., Kubota, H.: *J. Chem. Eng. Japan*, **13**, 188 (1980).
- 9) Fujie, K.: M. S. Thesis, Dept. of Chem. Eng., University of Niigata (1976).
- 10) Van deemter, J. J.: Proc. Intern. Symp. Fluidization, Eindhoven, p. 334, Netherland Univ. Press (1967).
- 11) Hochman, J. M., McCord, J. R.: *Chem. Eng. Sci.*, **25**, 97 (1970).
- 12) Kojima, E., Akehata, T., Shirai, T.: *J. Chem. Eng. Japan*, **5**, 182 (1972).
- 13) Anderson, G. H., Mantzouranis, B. G.: *Chem. Eng. Sci.*, **12**, 109 (1960).
- 14) Akita, K., Yoshida, F.: *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.*, **12**, 76 (1973).
- 15) 加藤, 西脇: 化学工学, **35**, 912 (1971).
- 16) Otake, T., Tone, S., Shinohara, K.: *J. Chem. Eng. Japan*, **14**, 338 (1981).
- 17) Todt, J., Lücke, J., Schügerl, K., Renken, A.: *Chem. Eng. Sci.*, **32**, 369 (1977).

(昭57. 5.26受付)