

No.11

March 1976

REPORTS OF

THE GOVERNMENT INDUSTRIAL DEVELOPMENT LABORATORY, HOKKAIDO

北海道工業開発試験所報告

第 11 号

昭和 51 年 3 月

工業技術院

北海道工業開発試験所

気液接触反応装置に関する研究

目 次 〈気 泡 塔〉

まえおき

1. The Behavior of Suspended Solid Particles and Liquid in Bubble Columns
Yasuo Kato, Akio Nishiwaki, Takashi Fukuda
and Shigenobu Tanaka..... 2
2. 懸濁気泡塔内におけるガスホールドアップおよび総括吸収容量係数
——亜硫酸ソーダ水溶液による酸素の吸収速度——
.....加藤康夫・西脇昭雄・籠運弘・福田隆至・田中重信..... 9
3. 多段気泡塔内における段間の液の逆流比
.....西脇昭雄・籠運弘・加藤康夫・田中重信・福田隆至..... 14
4. 気泡塔におけるコイル状細線の充填効果
.....井戸川清・福田隆至・佐藤光二・中田二男..... 20

〈横 型 攪 拌 槽〉

まえおき

1. 邪魔板つき横型攪拌槽の液混合特性.....安藤公二・福田隆至・遠藤一夫..... 25
2. 横型攪拌槽の諸特性に及ぼす 2 翼の間隔の影響
.....安藤公二・福田隆至・佐藤光二・遠藤一夫..... 31
3. 横型攪拌槽の連続操作法に関する研究.....福田隆至・井戸川清・佐藤光二・安藤公二..... 34

〈活性スラッジ法〉

まえおき

1. 気泡塔による活性スラッジ処理.....園田頼和・田中重信・石田雄三..... 45
2. 活性スラッジのバルキングについて.....田中重信・園田頼和..... 51
3. 活性スラッジ法水処理システムにおける
バルキングの原因究明と防止抑制法.....田中重信..... 54

〈気 泡 塔〉

ま え お き

近年、石油工業、醗酵工業および公害防止技術などにおいて、気液接触装置の開発が重要になっている。

気泡塔は気相—液相、気相—液相—固相（固体触媒、酵素、生成物等）系を対象としたものであり、その特性は、①塔容積当りの容量係数が大きい、②壁と流体間の伝熱係数が大きく反応熱の除去、供給が容易である、③構造が簡単である、④固体を懸濁させる場合や、特に高圧下での反応操作は他の装置に比べて利点が多い、⑤一段気泡塔においては液の混合が激しく、連続操作時に反応率の低下をもたらすが多段化によりこれを防ぐことができる、などがあげられる。これまで、気泡塔に関して装置特性を明らかにし、設計上の指針を得てきた。以下に、その概略を紹介する。

1は懸濁気泡塔の設計に必要とされる塔内固体粒子ならびに液の挙動に関するものである。固体粒子の濃度分布から沈降拡散モデルを介して、粒子の混合拡散係数、粒子群の平均沈降速度および固体粒子の塔頂濃度と排出濃度との比と諸因子との関係について検討し、それぞれについて、3つの装置規模を網羅した実験式を得ている。また、スラリー中の液の混合拡散係数についても同様に、実験式を得ている。本研究により、装置規模と操作条件とから、懸濁気泡塔内の固体粒子の濃度分布を求めることが可能となった。

2は懸濁気泡塔の設計上必要とされるガスホールドアップおよび総括吸収容量係数に関するものである。

スラリー液中に滞在するガス量、すなわち、ガスホールドアップや総括吸収容量係数は反応操作上、その装置性能を決定する重要な因子であるが、これらに関する報告は非常に少ない。本研究では異なる装置規模を含め、懸濁気泡塔内の気・液界面積と平均気泡径についても明らかにしている。

3は仕切多孔板を用いた多段気泡塔の液混合特性に関するものである。すなわち、各段内は拡散モデルに従い、かつ、段間に逆流があるとして得られたモデルを介して、段間の逆流比を実験的に求めたものである。したがって、拡散モデルによって得た、仕切板なしの一段気泡塔の液濃度分布と本研究で得られた多段気泡塔内の段間の逆流比とから、多段気泡塔内の液混合について精度よく推定することが可能となった。

4は通常の1段の気泡塔における物質移動速度と液混合の改善に関するものである。本装置は塔内にコイル状細線を充填して、ガス流速の比較的遅い範囲において気液接触面積を増大させ、同時に液混合の抑制効果をねらいとした充填気泡塔に類するものである。本装置は操作条件の限定されたものに活用しうるものである。

THE BEHAVIOR OF SUSPENDED SOLID PARTICLES AND LIQUID IN BUBBLE COLUMNS*

YASUO KATO**, AKIO NISHIWAKI**, TAKASHI FUKUDA*** AND
SHIGENOBU TANAKA***

*Department of Applied Chemistry, Kyushu University, Fukuoka, Japan***
*The Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido, Sapporo, Japan****

The longitudinal concentration distribution of solid particles and liquid mixing in 6.6, 12.2 and 21.4 cm i.d. bubble columns were measured and were analyzed by using diffusion model. The longitudinal dispersion coefficient of solid particles and liquid based on actual mean slurry velocity, the mean settling velocity of solid particles, and the concentration of solid particles at the top of the column, respectively, were correlated with dimensionless groups. From these correlations empirical equations were obtained. The values of concentration of solid particles calculated from the empirical equations agreed with the observed values within $\pm 20\%$.

Introduction

With the improved design of bubble columns containing suspended solid particles, a more satisfactory elucidation of the relation between the behavior of suspended solid particles and liquid in the column and operating conditions is necessary.

Suganuma *et al.*⁷⁾ measured the longitudinal concentration distribution of solid particles in batch and continuous operations for bubble columns of 6, 11.8 and 20.1 cm in diameter, and presented an empirical equation for the range where a linear relationship between the logarithmic concentration of solid particles and the axial-height from the bottom of the column holds approximately. Goto *et al.*⁴⁾ and Farkas *et al.*³⁾ investigated the concentration distribution of solid particles in batch operations for 7.75, 20 and 90 cm columns and for a 3.81 cm column, respectively. Cova²⁾ investigated 4.57, 6.35 and 44.7 cm columns in cocurrent and countercurrent flow. He reported that the concentration distribution of solid particles in these columns was equal to that calculated by a sedimentation diffusion model, on the assumption that the dispersion coefficient of solid particles was the same as that of liquid and that the settling velocity of solid particles was equal to the terminal velocity of a single particle in stagnant liquid. Imafuku *et al.*⁵⁾ measured the concentration distribution of solid particles in batch operations for 5, 10 and 20 cm columns and in continuous operations for a 10 cm column.

They reported that from the analysis of their data the dispersion coefficient of solid particles had the same value as that of liquid in a gas-liquid system, and they also presented an empirical equation for the settling velocity of solid particles in a bubble column as a function of the terminal velocity of a single particle in stagnant liquid and a voidage function. According to Cova²⁾ and Imafuku *et al.*⁵⁾, in cocurrent flow the concentration of solid particles at the top of the column is equal to that in effluent (or feed) slurry, but the former is higher than the latter according to Suganuma *et al.*⁸⁾.

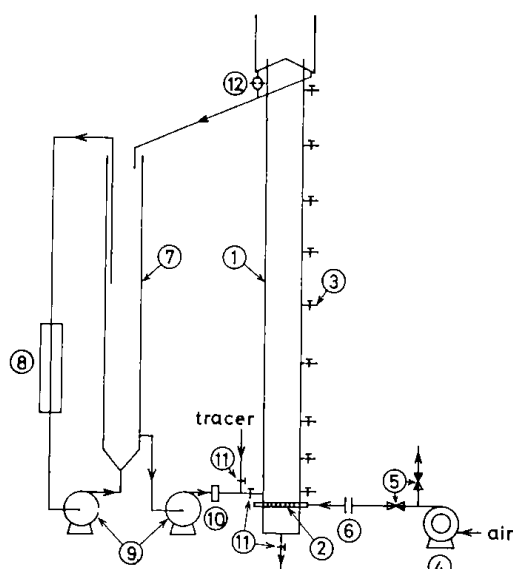
Although there are several papers as mentioned above, experimental data and their arrangement have not been sufficient to obtain an improved design of bubble columns containing suspended solid particles. Therefore, in this study the longitudinal concentration distribution of solid particles and liquid mixing in 6.6, 12.2 and 21.4 cm bubble columns were measured; and the correlation between operating conditions and the longitudinal dispersion coefficient of solid particles, the settling velocity of solid particles, the ratio of the concentration of solid particles at the top of the column to that in effluent (or feed) slurry, and the longitudinal dispersion coefficient of liquid are discussed.

1. Experimental Apparatus and Procedures

A schematic diagram of the experimental apparatus is shown in **Fig. 1**. Bubble columns of 6.6, 12.2 and 21.4 cm in diameter, having heights of 201, 196 and 405 cm, respectively, were used. The column, made of transparent acrylic plastic, was equipped with a gas distributor of the same diameter as that of the column. As gas distributors, three perforated plates were used

* Received on April 5, 1971

Presented at Hokkaido Meeting (at Sapporo, August 1968) and the 35th Annual Meeting (at Tokyo, April 1970) of the Society of Chemical Engineers, Japan



① bubble column ② gas distributor ③ sampling tap
④ air compressor ⑤ valve ⑥ orifice meter
⑦ slurry column ⑧ thermostatic device
⑨ slurry pump ⑩ Venturi meter ⑪ cock
⑫ electrical conductivity cell

Fig. 1 Experimental apparatus

(that for the 6.6 cm column had 31 holes of 0.1 cm, that for the 12.2 cm column had 97 holes of 0.1 cm and was covered with 200-mesh wire gauze, and that for the 21.4 cm column had 336 holes of 0.1 cm and was covered with 250-mesh wire gauze). The system in the column consisted of air, water and glass spheres. Five size ranges of glass spheres with a density of 2.52 g/cm³ were used: 63~88, 88~105, 105~125, 125~149 and 149~177 μ in diameter.

The longitudinal concentration distribution of solid particles was measured in batch and continuous (cocurrent) operation for slurry flow. In the batch operation, air from a compressor was first measured by an orifice flowmeter and blown into the column through the gas distributor. A definite amount of tap-water and solid particles was then fed into the column. After a steady concentration distribution of solid particles was established, samples of slurry were withdrawn through sampling taps into measuring cylinders. In the continuous operation, air was blown into the column through the orifice flowmeter and the gas distributor. The slurry from the slurry column was measured by a Venturi flowmeter and introduced into the bubble column at a point above the gas distributor. Then the slurry was allowed to flow upwards cocurrently with the air and to overflow from the top of the column into the slurry column. After the solid particle concentration in the overflowing slurry from the top of the column and the concentration distribution of solid particles in the column became steady, samples were taken from the sampling taps into measuring cylinders. The volume of each sample was measured and then solid particles

Table 1 Experimental conditions for continuous operations

D_r [cm]	L [cm]	t [°C]	d_p [μ]	$\bar{C}$ [g-solid cm ³ -slurry]	$\bar{u}_l$ [cm/sec]	Key
6.6	201	19 123	63~88	0.101	0.67	□
			88~105	0.048	0.72	▽
				0.202	1.5	▼
					2.0	▽
			125~149	0.075	0.80	◇
				0.119	1.5	◇
			149~177	0.098	2.0	◇
				~ 0.108	1.5	◇
12.2	196	15 120	88~105	0.066 0.116	0.50	△
					0.86	△
					1.25	△
					2.07	△
			105~125	0.051 0.142	0.74	◇
					1.4	◇
					2.07	◇
					0.50	◇
			125~149	0.083 0.104	1.37	◇
					1.5	◇
					2.07	◇
					0.50	◇
21.4	405	11 19	88~105	0.096 ~ 0.106	1.0	◇
					1.5	◇
					0.50	◇
					1.0	◇
			125~149	0.086 0.106	1.5	◇
					0.50	◇
					1.0	◇
					0.50	◇
			149~177	0.096 0.109	1.0	◇
					1.5	◇
					0.50	◇
					1.5	◇

were separated from the liquid, dried and weighed. The concentration of solid particles was expressed in grams of solid particles per 1 cm³ of slurry. The liquid mixing was measured by the method of delta response⁹, using a KCl solution as the tracer. The gas holdup was calculated from the height of the column and the liquid level containing solid particles measured by stopping the feed of gas and slurry simultaneously. The experimental conditions in continuous operations are summarized in Table 1.

2. Analysis of Concentration Distribution of Solid Particles

According to a sedimentation diffusion model in which the longitudinal movement of suspended solid particles is assumed to be caused by longitudinal dispersion and settling of solid particles and liquid flow, the concentration distribution of solid particles in the bubble column in steady-state, continuous operation is expressed by the equation⁷⁾

$$C = \left(C_0 + \frac{u_l}{v_p - u_l} C^* \right) \exp \left(- \frac{v_p - u_l}{E_p} z \right) - \frac{u_l}{v_p - u_l} C^* \\ = \left(C_L + \frac{u_l}{v_p - u_l} C^* \right) \exp \left\{ \frac{v_p - u_l}{E_p} (L - z) \right\} - \frac{u_l}{v_p - u_l} C^* \quad (1)$$

By normalizing Eq. (1) with substitution of $X = C/C^*$, $X_1 = C_L/C^*$, $Z = z/L$, $P_p B = v_p L/E_p$ and $P_{pl} B = u_l L/E_p$, the following equation is obtained:

$$X = \left(X_1 + \frac{P_{pl} B}{P_p B - P_{pl} B} \right) \exp \{ (P_p B - P_{pl} B) (1 - Z) \} \\ - \frac{P_{pl} B}{P_p B - P_{pl} B} \quad (2)$$

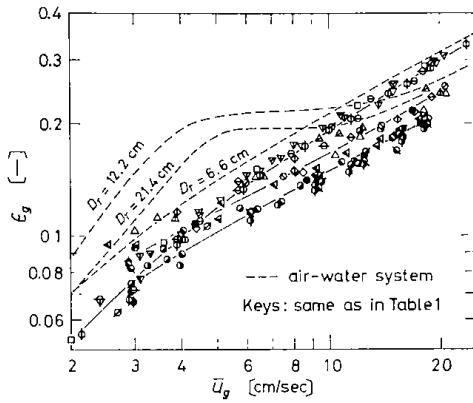


Fig. 2 Gas holdup in bubble columns containing suspended solid particles

In the case of batch operation with slurry, Eq.(1) reduces to the following equation, and $P_p B$ can be calculated from the observed concentration of solid particles and the axial height from the bottom of the column.

$$C/C_0 = \exp(-\dot{v}_p z/E_p) = \exp(-P_p B \cdot Z) \quad (3)$$

By substituting $X = X_{0.1}$ at $Z = 0.1$ and $X = X_{0.76}$ at $Z = 0.76$, respectively, into Eq.(2), the resulting equation is rearranged as follows:

$$\frac{P_p B}{P_p B - P_{pi} B} = 1 + \frac{X_{0.76} \exp \{ (P_p B - P_{pi} B)(0.76 - 0.1) \} - X_{0.1}}{1 - \exp \{ (P_p B - P_{pi} B)(0.76 - 0.1) \}} \quad (4)$$

Assuming that E_p and v_p are both independent of u_t (this was verified from experimental results) E_p and v_p can be separately obtained in the following manner. By substituting $P_p B$ obtained from batch operation, and $X_{0.1}$ and $X_{0.76}$ obtained from continuous operation into Eq.(4), the value of $P_{pi} B$ which satisfies Eq.(4) can be obtained, and then E_p can be obtained from $P_{pi} B$, u_t and L . Furthermore, this E_p , $P_p B$ and L give v_p . In the above calculations, the value of $P_p B$ in batch operation was corrected by using the correlation, $P_p B \propto v_t^{0.75}$, and Eq.(6) to a value under the liquid temperature and the average solid particle concentration in continuous operation, and the values of $X_{0.1}$ and $X_{0.76}$ used were obtained from the smoothing curve of the experimental values.

3. Experimental Results and Discussion

3.1 Gas holdup

Gas holdup data in bubble columns in which glass spheres were suspended are shown in Fig. 2. In the region of low gas velocity, the gas holdup of the air-water-glass sphere system is somewhat less than that of the air-water system; and the larger solid particles show a somewhat smaller gas holdup. According to visual observation, this is considered to be caused by the larger rising velocity of coalesced bubbles in the presence of solid particles. In the region of high gas velocity, where large coalesced bubbles rise frequently,

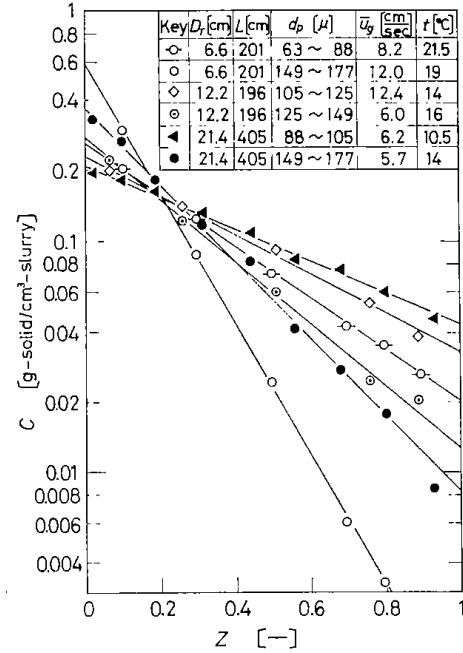


Fig. 3 Example data of concentration distribution of solid particles in batch operations

the effect of the concentration of solid particles on gas holdup becomes gradually smaller as gas velocity increases.

3.2 Concentration distribution of solid particles in batch operations

Example data of the concentration distribution of solid particles in batch operations with slurry are shown in Fig. 3. For an exact analysis of the concentration distribution of solid particles it is necessary to consider a voidage function at any local position, such as that used by Imafuku *et al.*⁵⁾. However, because the logarithm of the solid particle concentration is almost proportional to the axial height from the bottom of the column in this experimental region, we made an approximation of the concentration distribution of solid particles in batch operations by Eq.(3).

In the case of solid particles, 88~105 μ in diameter, $P_p B$ is proportional to the 0.75th power of the terminal velocity of a single solid particle v_t as the liquid temperature varies. This is shown in Fig. 4.

$$P_p B \propto v_t^{0.75} \quad (5)$$

Fig. 5 shows the relationship between $P_p B$ and the volume fraction of liquid in slurry $\varphi_l (= 1 - \bar{C}/\rho_p)$. $P_p B$ decreases with a decrease in φ_l , or with an increase in $\bar{C}$ (this may be caused by a mutual interference between solid particles) and can be approximated by the equation

$$P_p B = P_p B^0 \varphi_l^{2.5} \quad (6)$$

where $P_p B^0$ is the value of $P_p B$ extrapolated to $\varphi_l = 1$.

Fig. 6 shows the effects of solid particle diameter, column diameter and gas velocity on the value of $P_p B$ corrected for temperature in batch operations. $P_p B$ decreases with an increase in $\bar{u}_g$ and D_t and a decrease

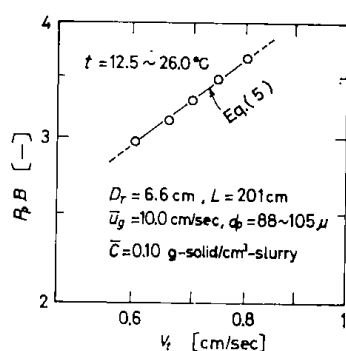


Fig. 4 Effect of v_t on $P_p B$ in batch operations ($d_p = 88 \sim 105 \mu$)

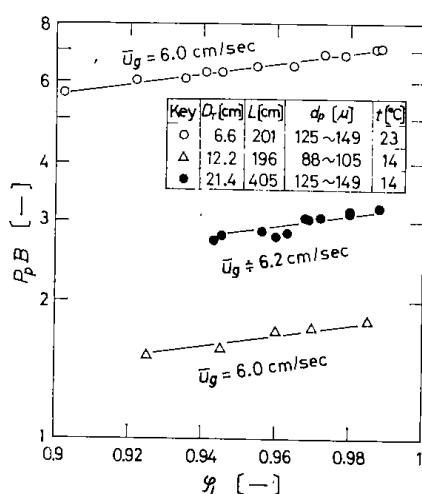


Fig. 5 Effect of ϕ_l on $P_p B$ in batch operations

in d_p (or a decrease in v_t). The interpolated value of $P_p B$ of solid particles of different sizes shown in Fig. 6 under the experimental conditions given in Fig. 4 ($D_T = 6.6$ cm, $\bar{u}_g = 10.0$ cm/sec and $\bar{C} = 0.1$ g-solid/cm³-slurry), is on a straight line in Fig. 4 and satisfies Eq. (5).

3.3 Concentration distribution of solid particles in continuous operations

When the concentration distribution of solid particles in continuous operations is plotted, with the axial height from the bottom of the column as the abscissa, against the logarithm of solid particle concentration as the ordinate, curves depending upon the operating conditions are obtained as shown in Fig. 7. The solid lines in Fig. 7 are the concentration distribution curves of solid particles calculated as follows: Eq. (2) is transformed to have the term, $X_{0.1}$. The value of $P_{pi} B$ obtained by the method mentioned in section 2, together with $P_p B$ and $X_{0.1}$, is substituted in the transformed equation, and the values of X corresponding to Z are calculated. The values of C obtained by multiplying X by C^* and Z give the concentration distribution curve of solid particles. All of the calculated curves fully satisfy the observed values; and, therefore, this sedimentation diffusion model

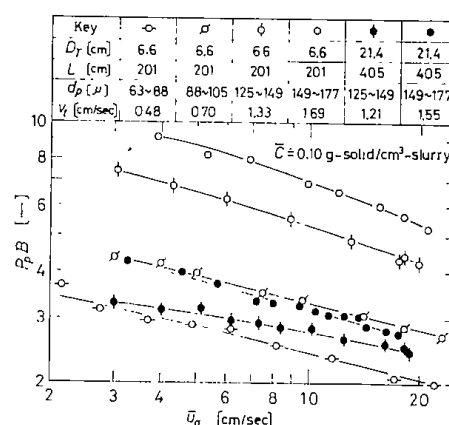


Fig. 6 Effects of particle diameter, column diameter and gas velocity on $P_p B$ in batch operations

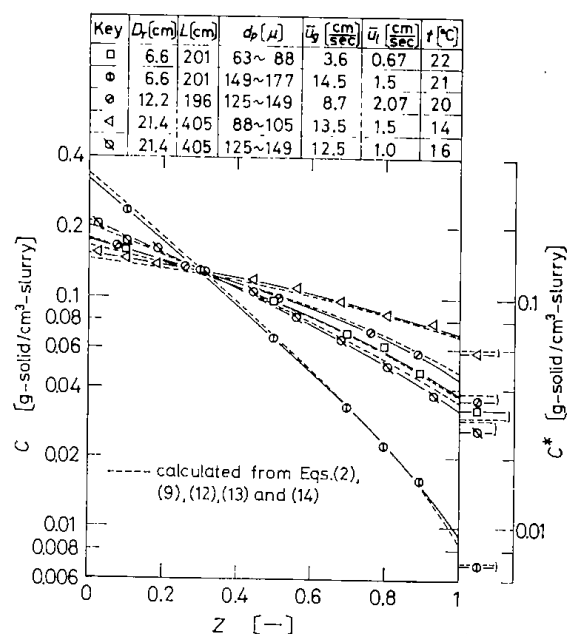


Fig. 7 Example data of concentration distribution of solid particles in continuous operations

is considered to be applicable to express the concentration distribution of solid particles in continuous operations.

3.4 Longitudinal dispersion coefficient of suspended solid particles and liquid

The effects of particle diameter d_p , column diameter D_T , average solid particle concentration $\bar{C}$, slurry velocity $\bar{u}_l$ and gas velocity $\bar{u}_g$ on the longitudinal dispersion coefficient of solid particles E_p are shown in Fig. 8. The effects of d_p , D_T , $\bar{C}$, $\bar{u}_l$ and $\bar{u}_g$ on the longitudinal dispersion coefficient of liquid in slurry E_{sl} are shown in Fig. 9. In Fig. 8 the data of E_p obtained by Imafuku *et al.*⁵⁾ are also plotted, and the data of E_{sl} of this experiment are shown by broken lines. In Fig. 9 the data of E_l ⁶⁾ in the air-water system are shown by broken lines. E_p , E_{sl} and E_l

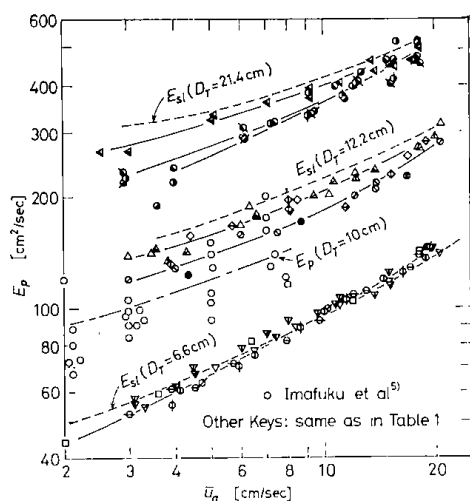


Fig. 8 Effects of particle diameter, column diameter, average solid particle concentration, slurry velocity and gas velocity on longitudinal dispersion coefficient of solid particles

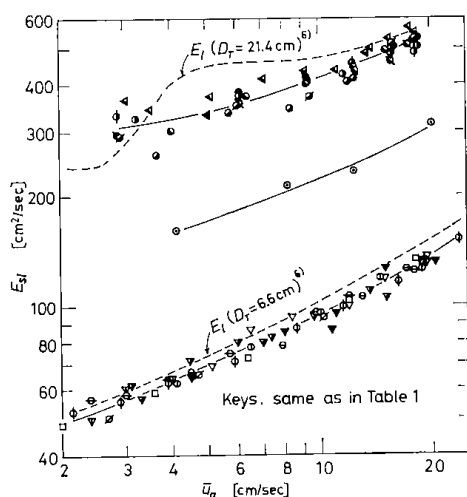


Fig. 9 Effects of particle diameter, column diameter, average solid particle concentration, slurry velocity and gas velocity on longitudinal dispersion coefficient of liquid in slurry

increase with an increase in $\bar{u}_g$ and are proportional to the 1~1.5th power of D_T . E_p and E_{sl} are independent of $\bar{u}_l$ as is the case of E_l ; and E_p is almost independent of the average solid particle concentration. In the case of large d_p (or large v_l), at low $\bar{u}_g$, E_p is less than E_{sl} ; but as $\bar{u}_g$ increases, E_p gradually approaches E_{sl} . In the case of small d_p (or small v_l), E_p is nearly equal to E_{sl} , including the range of low $\bar{u}_g$. When the column diameter becomes as small as 6.6 cm, the effect of d_p on E_p becomes very small.

In the same manner as the arrangement concerning E_l in a previous paper⁶⁾, Peclet number $(Pe)_p$ including E_p , and $(Pe)_{sl}$ including E_{sl} are plotted as the ordinate against Froude number Fr as the abscissa in Fig. 10 and Fig. 11, respectively. The relationship between $(Pe)_{sl}$ and Fr and the relationship

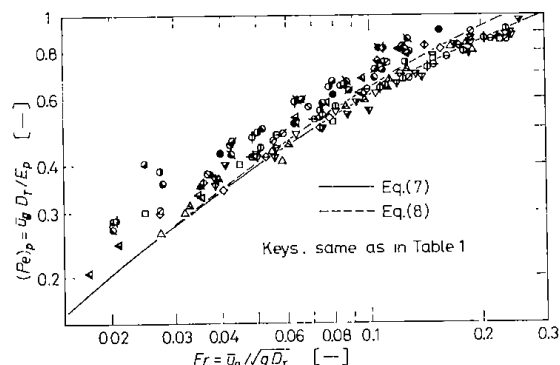


Fig. 10 Relationship between $(Pe)_p$ and Fr

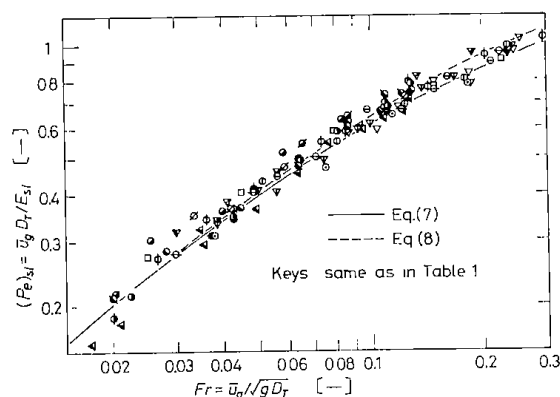


Fig. 11 Relationship between $(Pe)_{sl}$ and Fr

between $(Pe)_p$ in the case of small d_p and Fr are shown approximately by the solid line and are expressed by the following equation:

$$(Pe)_{sl} = (Pe)_p = 13Fr / (1 + 8Fr^{0.85}) \quad (7)$$

The broken lines in Fig. 10 and Fig. 11 show the values calculated from the following empirical equation, which was reported previously concerning E_l for the gas-liquid system in a bubble column with diameter larger than 12.2 cm, using a perforated plate of hole diameter more than 0.2 cm or a nozzle as a gas distributor⁶⁾:

$$\bar{u}_g D_T / E_l = 13Fr / (1 + 6.5Fr^{0.8}) \quad (8)$$

In Fig. 10, the value of $(Pe)_p$ of large d_p is larger than that of small d_p at low Fr , but gradually approaches that of small d_p as Fr increases. This tendency is pronounced for the 21.4 cm column. Led by the examination of the correlation between $(Pe)_p$ and Reynolds number $Re_p (= \bar{d}_p v_l / \nu)$ at $Fr = 0.02$ and $Fr = 0.05$ in this column, the relation is expressed by $(Pe)_p = (Pe)_p^0 (1 + a Re_p)$, where $(Pe)_p^0$ is the value of $(Pe)_p$ calculated from Eq. (7). The relation between a and Fr has been approximated by $a = 0.009 Fr^{-0.8}$. Assuming that these relations are applicable to the 12.2 and 6.6 cm columns, all data are plotted with $(Pe)_p / (1 + 0.009 Re_p Fr^{-0.8})$ as the ordinate and Fr as the abscissa, as shown in Fig. 12, and then the following

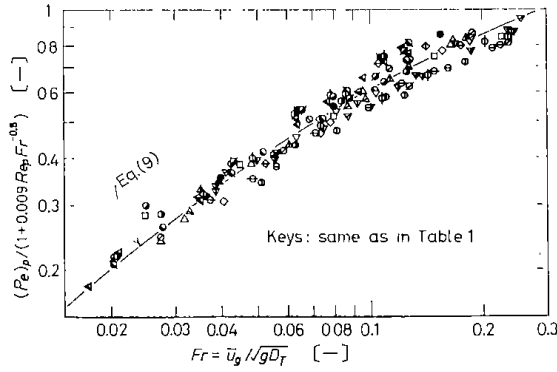


Fig. 12 Relationship between $(Pe)_p / (1 + 0.009 Re_p Fr^{-0.8})$ and Fr

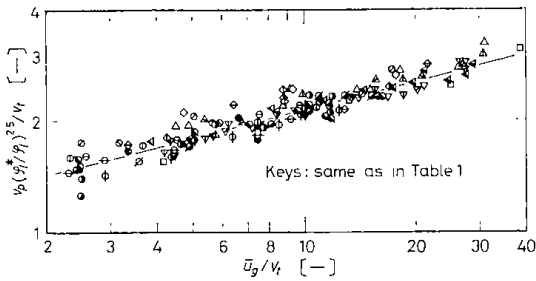


Fig. 13 Relationship between $v_p(\varphi_i^*/\varphi_i)^{2.5}/v_t$ and $\bar{u}_g/v_t$

empirical equation can be obtained:

$$(Pe)_p = 13 Fr (1 + 0.009 Re_p Fr^{-0.8}) / (1 + 8 Fr^{0.85}) \quad (9)$$

3.5 Mean settling velocity of solid particles

As E_p is almost independent of the average solid particle concentration $\bar{C}$ in the range of $\bar{C} = 0.048 \sim 0.20$ g-solid/cm³-slurry, the following equation between v_p and φ_i is obtained from Eq.(6):

$$v_p = v_p^0 \varphi_i^{2.5} \quad (10)$$

where v_p^0 is the value of v_p extrapolated to $\varphi_i = 1$. As most of these experiments were carried out under the condition of $\bar{C} = 0.1$ g-solid/cm³-slurry, denoting the value of φ_i at $\bar{C} = 0.1$ g-solid/cm³-slurry by φ_i^* , the mean settling velocity of solid particles corrected to the value at $\bar{C} = 0.1$ is expressed as $v_p(\varphi_i^*/\varphi_i)^{2.5}$. The ratio of $v_p(\varphi_i^*/\varphi_i)^{2.5}$ to the terminal velocity of a single particle v_t , namely $v_p(\varphi_i^*/\varphi_i)^{2.5}/v_t$, is plotted as the ordinate against $\bar{u}_g/v_t$ as the abscissa as in Fig. 13. v_p is almost independent of D_T and $\bar{u}_t$ and can be approximated by the following equation:

$$v_p = 1.20 v_t (\bar{u}_g/v_t)^{0.25} (\varphi_i/\varphi_i^*)^{2.5} \quad (11)$$

where $\varphi_i^* = 0.96$. Substituting this value into Eq.(11), it reduces to the equation

$$v_p = 1.33 v_t (\bar{u}_g/v_t)^{0.25} \varphi_i^{2.5} \quad (12)$$

3.6 The ratio of the solid particle concentration in slurry at the top of the column to that in effluent (or feed) slurry

In the case of cocurrent flow, the solid particle concentration in the effluent (or feed) slurry C^* is less than that in slurry at $z = L$, C_L , as shown in Fig. 7.

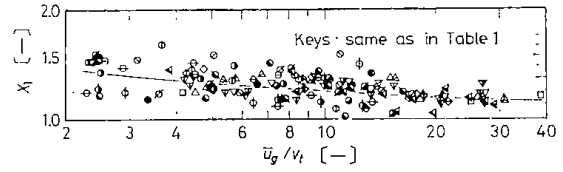


Fig. 14 Relationship between X_1 and $\bar{u}_g/v_t$

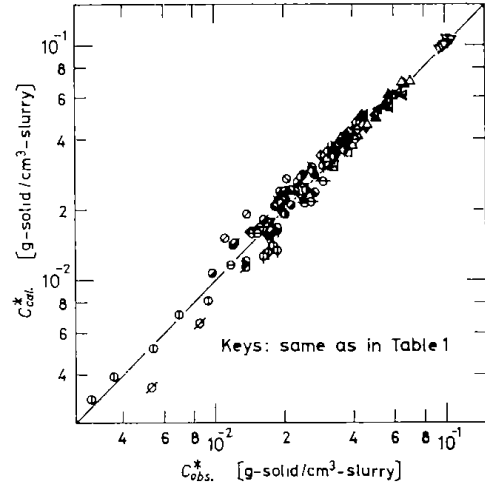


Fig. 15 Comparison of calculated and observed effluent (or feed) concentration of solid particles

Suganuma *et al.*⁸⁾ recognized this relationship qualitatively, but they did not present the empirical equation. In this experiment, $X_1 = C_L/C^*$ is almost independent of D_T , $\bar{C}$ and $\bar{u}_t$, but it decreases with an increase in $\bar{u}_g$ and with a decrease in v_t . Then X_1 was plotted as the ordinate against $(\bar{u}_g/v_t)$ as the abscissa in Fig. 14, and is expressed as a function of $(\bar{u}_g/v_t)$. As X_1 should reduce to unity when $\bar{u}_g$ is infinity and v_t is infinitesimal, the following empirical equation was obtained:

$$X_1 = 1 + 0.5 (\bar{u}_g/v_t)^{-0.4} \quad (13)$$

3.7 Comparison of observed values with calculated values

The concentration distribution of solid particles and the concentration of solid particles in effluent (or feed) slurry can be calculated from empirical Eqs.(9), (12) and (13), the basic Eq.(2) and the following Eq.(14).

$$\bar{X} = \left(X_1 - \frac{P_{pL}B}{P_pB - P_{pL}B} \right) \left(\frac{\exp(P_pB - P_{pL}B) - 1}{P_pB - P_{pL}B} \right) - \frac{P_{pL}B}{P_pB - P_{pL}B} \quad (14)$$

The broken lines in Fig. 7 show the values calculated from the above equations and agree satisfactorily with the observed values. The largest difference between observed and calculated concentration of solid particles seems to occur in the concentration of effluent slurry. This comparison of calculated and observed effluent concentration of solid particles is shown in Fig. 15. The calculated values agree with the observed ones within $\pm 20\%$.

Conclusion

The longitudinal concentration distribution of solid particles and liquid mixing have been studied. The concentration distribution of solid particles was analyzed by using a sedimentation diffusion model.

Empirical equations (9), (12) and (13) were obtained for the longitudinal dispersion coefficient of solid particles, the mean settling velocity of solid particles and the ratio of the solid particle concentration in slurry at the top of the column to that in effluent slurry, respectively. The longitudinal dispersion coefficient of liquid in slurry was correlated by Eq.(7). Furthermore, the values of solid particles concentration calculated from Eqs.(9), (12) and (13) and Eqs.(2) and (14) agree with the observed ones within $\pm 20\%$.

Acknowledgement

The authors wish to thank Mr. Tokihiro Kago (Department of Applied Chemistry, Kyushu University) and Mr. Hironori Haneda (Government Research Institute for Pollution and Resources) for their technical assistance. For this study's calculations, OKITAC-5090H computer of Kyushu University Computation Center was used.

Nomenclature

C	= concentration of solid particles in slurry	[g-solid/cm ³ -slurry]
C_0	= concentration of solid particles in slurry at $z=0$	[g-solid/cm ³ -slurry]
C_L	= concentration of solid particles in slurry at $z=L$	[g-solid/cm ³ -slurry]
C^*	= concentration of solid particles in feed or effluent	[g-solid/cm ³ -slurry]
$\bar{C}$	= average concentration of solid particles in slurry	[g-solid/cm ³ -slurry]
d_p	= diameter of a solid particle	[μ]
$\bar{d}_p$	= mean diameter of solid particles	[cm]
D_T	= diameter of column	[cm]
E_l	= longitudinal dispersion coefficient of liquid based on actual mean liquid velocity for gas-liquid system	[cm ² /sec]
E_p	= longitudinal dispersion coefficient of solid particles based on actual mean slurry velocity	[cm ² /sec]
E_{sl}	= longitudinal dispersion coefficient of liquid in slurry based on actual mean slurry velocity	[cm ² /sec]
Fr	= $\bar{u}_g/\sqrt{gD_T}$, Froude number	[—]
g	= gravitational acceleration	[cm/sec ²]

L	= height of column	[cm]
$(Pe)_p$	= $\bar{u}_g D_T / E_p$, Peclet number based on E_p	[—]
$(Pe)_{sl}$	= $\bar{u}_g D_T / E_{sl}$, Peclet number based on E_{sl}	[—]
$P_p B$	= $v_p L / E_p$	[—]
$P_p B^0$	= value of $P_p B$ extrapolated to $\varphi_l = 1$	[—]
$P_{pl} B$	= $u_l L / E_p$	[—]
Re_p	= $\bar{d}_p v_l / \nu$, Reynolds number	[—]
t	= temperature of slurry	[°C]
$\bar{u}_g$	= superficial velocity of gas based on empty column	[cm/sec]
$\bar{u}_l$	= superficial velocity of slurry based on empty column	[cm/sec]
u_l	= $\bar{u}_l / (1 - \epsilon_g)$, actual mean velocity of slurry	[cm/sec]
v_p	= mean settling velocity of solid particles	[cm/sec]
v_p^0	= value of v_p extrapolated to $\varphi_l = 1$	[cm/sec]
v_l	= terminal velocity of a single solid particle in stagnant liquid	[cm/sec]
X	= C/C^* , normalized concentration of solid particles	[—]
$\bar{X}$	= $\bar{C}/C^*$, normalized average concentration of solid particles	[—]
$X_{0.1}$	= value of X at $Z=0.1$	[—]
$X_{0.76}$	= value of X at $Z=0.76$	[—]
X_1	= C_L/C^* , value of X at $Z=1$	[—]
z	= axial height from the bottom of column	[cm]
Z	= z/L , normalized axial height from the bottom of column	[—]
ϵ_g	= gas holdup	[—]
ν	= kinematic viscosity of liquid	[cm ² /sec]
ρ_p	= density of solid particle	[g/cm ³]
φ_l	= volume fraction of liquid in slurry = 1 - (volume fraction of solid particles in slurry)	[—]
φ_l^*	= value of φ_l at $\bar{C}=0.1$	[—]

Literature Cited

- 1) Aoyama, Y., K. Ogushi, K. Koide and H. Kubota: *J. Chem. Eng. Japan*, **1**, 158 (1968)
- 2) Cova, D. R.: *Ind. Eng. Chem., Process Design and Develop.*, **5**, 20 (1966)
- 3) Farkas, E. J. and P. F. Leblond: *Can. J. Chem. Eng.*, **47**, 215 (1969)
- 4) Goto, Y., T. Okamoto and T. Terahata: Preprint of the 34th Annual Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No. C 101 (1969)
- 5) Imafuku, K., T. Wang, K. Koide and H. Kubota: *J. Chem. Eng. Japan*, **1**, 153 (1968)
- 6) Kato, Y. and A. Nishiwaki: *Kagaku Kōgaku*, **35**, 912 (1971)
- 7) Suganuma, T. and T. Yamanishi: *ibid.*, **30**, 1136 (1966)
- 8) Suganuma, T. and T. Yamanishi: *ibid.*, **31**, 1006 (1967)
- 9) Yagi, S. and T. Miyauchi: *ibid.*, **17**, 382 (1953)

懸濁気泡塔内におけるガスホールドアップおよび総括吸収容量係数*

——亜硫酸ソーダ水溶液による酸素の吸収速度——

加藤 康夫**・西脇 昭雄**

籠 運 弘**・福田 隆 至***

田 中 重 信***

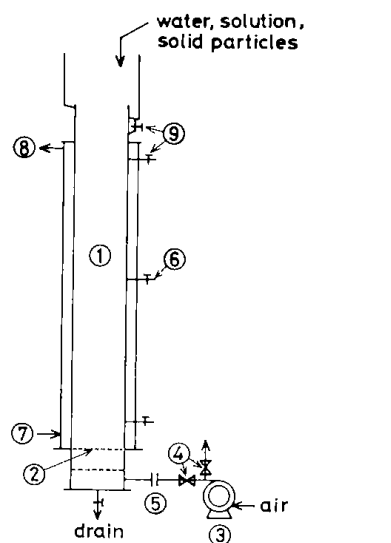
九州大学工学部 応用化学教室**

北海道工業開発試験所***

緒 言

固体粒子を懸濁させたいわゆる懸濁気泡塔内のガスホールドアップおよび総括吸収容量係数は、懸濁粒子および液のそれぞれの混合特性、伝熱などとともに、その装置設計および操作上の重要な因子である。しかしながら、この総括吸収容量係数については塔径が6cmで高さが60cmの気泡塔で行なった報告²⁾があるだけであり、また、ガスホールドアップのデータも少ない^{1,2,4)}。

そこで、本報告では、亜硫酸ソーダ水溶液の空気酸化



1. bubble column
2. gas distributor
3. air compressor
4. valve
5. orifice meter
6. sampling tap
7. inlet of cooling water
8. outlet of cooling water
9. cock

Fig. 1 Experimental apparatus ($D_T=12.2\text{cm}$)

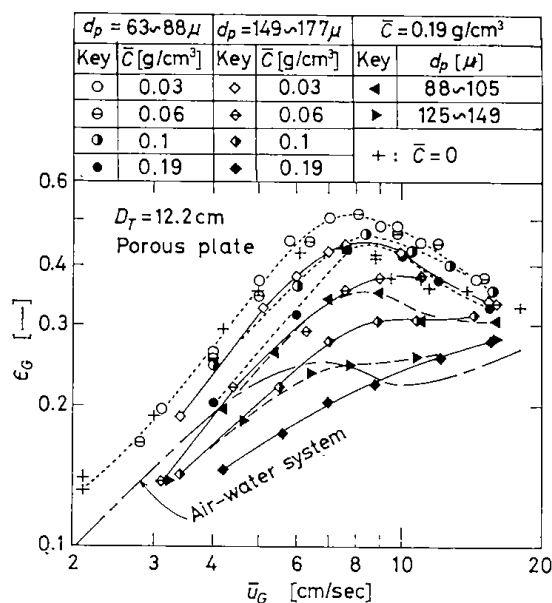


Fig. 2 Effects of u_G , $\bar{C}$ and d_p on ϵ_G ($D_T=12.2\text{cm}$, porous plate)

反応を利用して、懸濁気泡塔内の総括吸収容量係数を測定し、また同時に、ガスホールドアップも測定して、それらによぼす諸因子の影響と、さらに、単位塔容積当りの気液接触面積および平均気泡径の値について検討した。

1. 実験装置および方法

気泡塔には塔径が12.2および21.4cm、高さがそれぞれ200および204cmの2種類の透明アクリル樹脂製の塔を用いた。塔径が12.2cmの場合にはFig. 1に示すように塔頂に拡大部を設け、粒子および液は塔内に戻れ

* <Gas Holdup and Overall Volumetric Absorption Coefficient in Bubble Columns with Suspended Solid Particles—Absorption rate of oxygen by aqueous sodium sulfite solution—>

Received on May 11, 1972

化学工学協会第5回秋季大会(大阪, 1971年10月)にて研究発表

** Yasuo Kato (正会員), Akio Nishiwaki (正会員) and To-kihiro Kago Dept. of Applied Chem. Kyushu Univ., Fukuoka, Japan

*** Takashi Fukuda (正会員) and Shigenobu Tanaka (正会員) The Gov. Ind. Development Laboratory, Hokkaido, Sapporo, Japan

るような構造にした。また、塔の外側には外套を設けてそれに冷却水を通し、塔内の液温度の上昇を小さくした。ガス分散器として、塔径が12.2cmの場合には多孔質板（ガラスフィルタ G1）と、孔径が1mmで孔数97および孔径が2mmで孔数が19の多孔板の合計3種類を用い、また、塔径が21.4cmの場合のガス分散器には孔径が1mmで孔数346の空気吹込み孔と直径が25mmで250 meshの金網を張った液通過管3本とからなっているものを用いた。固体粒子には63~88 μ 、88~105 μ 、125~149 μ および149~177 μ の篩分けしたガラス球を用いた（比重2.52）。

操作は、半回分操作で、まず、コンプレッサーからの空気をオリフィス計で計量し、ガス分散器を通して塔内に吹込み、塔頂より水道水と固体粒子をそれぞれ所定量入れる。つぎに、ガス流速を一定に保ちながら、触媒としての硫酸銅を含む1Nの亜硫酸ソーダ水溶液を、塔内の亜硫酸ソーダ水溶液の濃度が約0.25または0.5N（銅イオン濃度 10^{-4} ~ 10^{-3} mol/l）となるように所定量入れる。7~15分後から一定時間間隔で、塔高の半分の高さのところに設けた試料採取口より試料を採取し、試料中の亜硫酸ソーダ水溶液の濃度を沃素滴定法により分析した。また、ガスホールドアップは泡沫層を含む流動高さとガスの供給を止めたときの粒子を含む静止液の高さから求めた。

亜硫酸ソーダ水溶液の濃度の経時変化は反応初期の部分を除いて直線となり（見かけ零次反応）、この直線部分より、単位塔容積当りの総括吸収容量係数 K_{Ga} を次式により求めた。

$$K_{Ga} = W \cdot \epsilon_L / p_{O_2} \text{ [kg-mol/hr} \cdot \text{atm} \cdot \text{m}^3 \text{ of column]} \quad (1)$$

ここに、 W は亜硫酸ソーダ水溶液の濃度変化量から求めた単位液容積当りの酸素の吸収速度、 ϵ_L は液ホールドアップおよび p_{O_2} は塔内の酸素の平均分圧である。なお、温度範囲は15~27°Cであったので、懸濁気泡塔の K_{Ga} の温度依存性は気泡塔の K_{Ga} のそれと同じと仮定し、その活性化エネルギー3,400 cal/mol³⁾を用いて、20°Cの K_{Ga} の値に換算した。

また、懸濁気泡塔の総括吸収係数 K_g はEq.(2)に示す気泡塔の K_g ³⁾と同じと仮定し、単位塔容積当りの気液接触面積 a をEq.(3)より算出した。

$$K_g = 0.3 \exp(-3,400/RT) \text{ [kg-mol/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{atm]} \quad (2)$$

$$a = K_{Ga} / K_g \text{ [m}^2 \text{/m}^3 \text{ of column]} \quad (3)$$

さらにまた、気泡を球と仮定して平均気泡径 d_B を次式より算出した。

$$d_B = 6 \cdot 10^2 \epsilon_G / a \text{ [cm]} \quad (4)$$

ここに、 ϵ_G はガスホールドアップである。

なお、本実験は固体粒子が十分な浮遊状態にある（観察による）範囲内で行なった。

2. 実験結果および考察

2.1 ガスホールドアップ

塔径が12.2cmでガス分散器に多孔質板を用いたときのガスホールドアップ ϵ_G をFig. 2に示す。この図においては、固体粒子径 d_p が63~88 μ および149~177 μ の場合の ϵ_G におよぼす固体粒子の塔内平均濃度 $\bar{C}$ （懸濁液1cm³中の固体粒子のグラム数）の影響と、 $\bar{C}$ が0.19 g/cm³の場合の d_p の影響を示している。また、比較のため、空気-水系の ϵ_G を鎖線で示した。固体粒子を含まない空気-亜硫酸ソーダ水溶液系の ϵ_G は空気-水系のそれよりもかなり大きい。空気-亜硫酸ソーダ水溶液-固体粒子系の ϵ_G は、 d_p および $\bar{C}$ が小さい場合には空気-亜硫酸ソーダ水溶液の系それとほぼ同じ値を示し、ガス流速 $\bar{u}_G$ が約7 cm/sec以下では $\bar{u}_G$ にほぼ比例して ϵ_G は大きくなるが、それ以上の $\bar{u}_G$ になると逆に ϵ_G は減少する。一方、 d_p および $\bar{C}$ が大きくなるに従い、 ϵ_G は小さい値を示し、しかも、 $\bar{u}_G$ の増大に対する ϵ_G の増加割合は減少し、また、 $\bar{u}_G$ が7~8 cm/secでの ϵ_G の極大点もしだいに見られなくなる。

Fig. 3に塔径が12.2cmでガス分散器に孔径0.1および0.2cmの多孔板を用いた場合の ϵ_G を示す。1mmの多孔板の場合には多孔質板の場合と同様に $\bar{C}$ の影響は大きく、 $\bar{C}$ が大きいほど ϵ_G は小さくなる。また、 $\bar{C}$ が大きくなると $\bar{u}_G$ に対する ϵ_G の増加割合は小さくなっている。一方、2mmの多孔板の場合には ϵ_G におよぼす $\bar{C}$ の影響は小さくなる。 $\bar{u}_G$ が大きくなって $\bar{u}_G$ が15 cm/sec以上になると、 $\bar{C}$ 、 d_p およびガス分散器の種類にほぼ無関係となる。

Fig. 4は塔径が21.4cmでガス分散器に孔径0.1cmの多孔板を用いたときの ϵ_G を示したものである。 $\bar{C}$ による影響は塔径が12.2cmで1mmの多孔板を用いたときに比べて小さくなっている。

以上のように ϵ_G はガス分散器の種類、粒子径、平均粒子濃度、ガス流速および塔径によって影響を受け、しかも、その割合は流動状態の変化と密接に関係している。ところで、流動状態は $\bar{u}_G$ によってほぼつぎのように変化した。すなわち、塔径が12.2cmの場合には、 $\bar{u}_G$ が大きくなるにつれて液中の気泡の量および上部にできる泡沫層の量は多くなり、多孔質板を用いた場合で d_p 、または $\bar{C}$ が小さいときには $\bar{u}_G$ が7~10 cm/secの範囲で約10cmの厚さになり、このとき ϵ_G は最大となった。しかし、 d_p 、 $\bar{C}$ およびガス分散板の孔径が大きくなると

$\bar{u}_G$ の小さいところから発生気泡の大きさが大きくまた気泡の集合が起りやすく、合一した大気泡が上昇するようになり、泡沫層もあまりできなくなった。 $\bar{u}_G$ がさらに大きくなって吹抜け・攪乱流動状態になると泡沫層と気泡層（液中に気泡が分散している層）との境界は

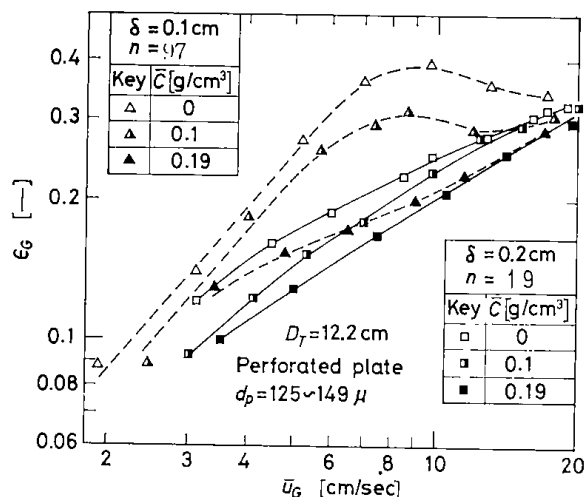


Fig. 3 Effects of $\bar{u}_G$, δ and $\bar{C}$ on ϵ_G ($D_T=12.2$ cm, perforated plate)

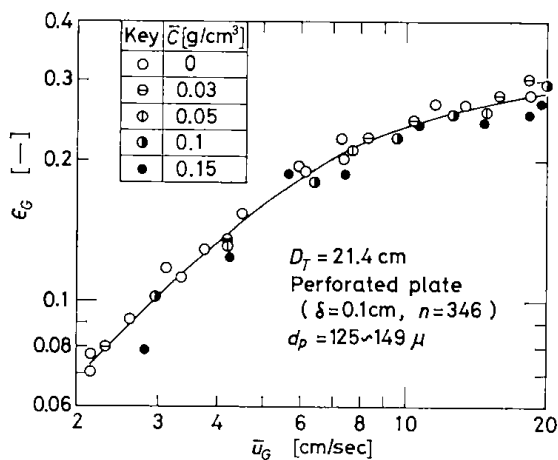


Fig. 4 Effects of $\bar{u}_G$ and $\bar{C}$ on ϵ_G ($D_T=21.4$ cm, perforated plate)

っきりしなくなり、しだいに d_p , $\bar{C}$ およびガス分散器の種類にほとんど無関係となった。塔径が 21.4 cm の場合には、気泡の状態は $\bar{C}$ が 0.03~0.15 g/cm³ の範囲ではガス分散器の直上から気泡の合一が起っているが、あまり大きな変化はなく幾分 $\bar{C}$ が大きくなると気泡の合一が多くなるように見えた。また、この塔の場合には泡沫層もあまりできなかった。

2.2 総括吸収容量係数

Fig. 5 に塔径が 12.2 cm でガス分散器に多孔質板を用いたときの総括吸収容量係数 $K_G a$ を示す。なお、図の右の縦軸には単位塔容積当りの気液接触面積 a を目盛って

ある。粒子が入らない空気-亜硫酸ソーダ水溶液系の場合には $K_G a$ および a はガス流速 $\bar{u}_G$ が約 4.5 cm/sec 以下で $\bar{u}_G$ が増加するにつれて増加し、それ以上の $\bar{u}_G$ ではほぼ一定の値となり、 $K_G a$ で約 0.86 kg-mol/m³·hr·

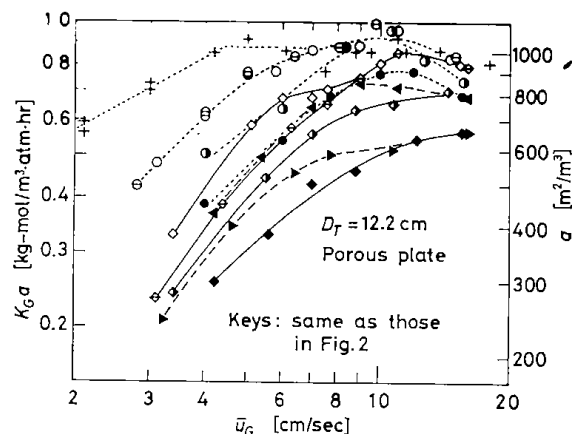


Fig. 5 Effects of $\bar{u}_G$, $\bar{C}$ and d_p on $K_G a$ (at 20°C, $D_T=12.2$ cm, porous plate)

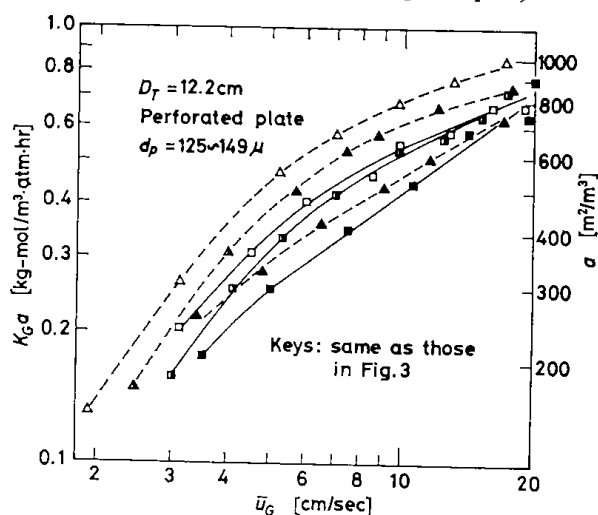


Fig. 6 Effects of $\bar{u}_G$, δ and $\bar{C}$ on $K_G a$ (at 20°C, $D_T=12.2$ cm, perforated plate)

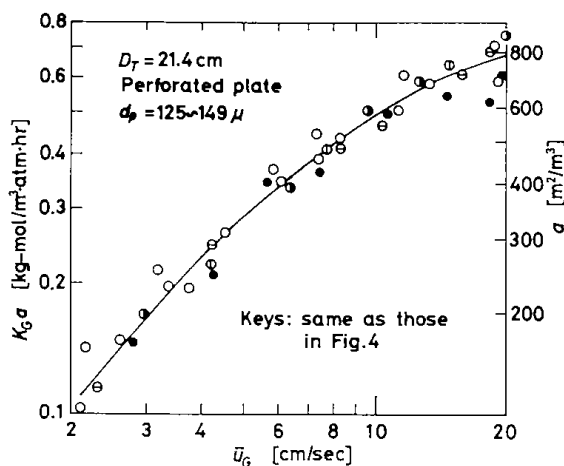


Fig. 7 Effects of $\bar{u}_G$ and $\bar{C}$ on $K_G a$ (at 20°C, $D_T=21.4$ cm, perforated plate)

atm, a で約 $1,000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ である。粒子径 d_p が $63 \sim 88 \mu$ の場合には、平均粒子濃度 $\bar{C}$ が大きくなるほど $\bar{u}_G$ の小さい範囲での K_{Ga} の値は小さいが、 $\bar{u}_G$ が増加するに従い K_{Ga} はそれぞれ増加し、しだいに粒子が入らない場合に近づくようになる。ところで、いま、気泡を球と仮定すると a と ϵ_G と平均気泡径 d_B との間には前出の Eq.(4) の関係があるので、 d_p が $63 \sim 88 \mu$ の場合には、 a と $\bar{u}_G$ との関係と Fig. 2 の対応する ϵ_G と $\bar{u}_G$ との関係から $\bar{u}_G$ の小さい範囲では $\bar{C}$ が大きくなるにつれて平均気泡径が大きくなっていることになる。

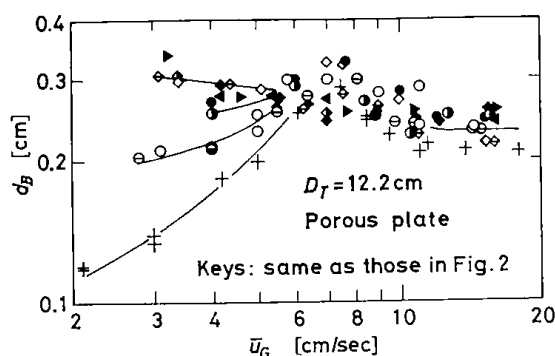


Fig. 8 Mean diameter of bubbles ($D_T=12.2\text{cm}$, porous plate)

つぎに、 d_p が大きい $149 \sim 177 \mu$ の場合には、 d_p の小さい場合に比べて、 $\bar{C}$ が大きくなるほど K_{Ga} は減少する割合が大きいことがわかる。また、この d_p の場合の K_{Ga} の $\bar{u}_G$ に対する変化は Fig. 2 に示した対応する ϵ_G の変化とその傾向がよく似ている。したがって、この d_p の場合の K_{Ga} の $\bar{u}_G$ に対する変化は主として ϵ_G の $\bar{u}_G$ に対する変化に依存していると考えられる。 d_p の影響については、 $\bar{C}$ が 0.19 g/cm^3 の場合の K_{Ga} と $\bar{u}_G$ との関係を比較するとわかるように、 d_p が大きいほど K_{Ga} は小さくなっている。

Fig. 6 にガス分散器として多孔板を用いた塔径 12.2 cm の場合の K_{Ga} を示す。孔径が 0.1 cm の多孔板を用いたときで粒子が入らない場合と $\bar{C}$ が 0.1 g/cm^3 の場合の K_{Ga} の $\bar{u}_G$ に対する変化は Fig. 3 に示した ϵ_G と $\bar{u}_G$ に対する変化のような極大はない。孔径が 0.1 cm の多孔板で $\bar{C}$ が 0.19 g/cm^3 の場合と孔径が 0.2 cm の多孔板の場合の K_{Ga} の $\bar{u}_G$ に対する変化は ϵ_G の $\bar{u}_G$ に対する変化によく似ている。

Fig. 7 に塔径が 21.4 cm の場合の K_{Ga} を示す。 K_{Ga} は、Fig. 4 に示した ϵ_G と同様に、 $\bar{C}$ にあまり関係せず $\bar{u}_G$ に対して類似の変化を示している。

3・3 平均気泡径

Fig. 8 に塔径が 12.2 cm で多孔質板を用いたときの d_B を示す。粒子が入らない場合の d_B は $\bar{u}_G$ が大きくな

るに従い大きくなり、 $\bar{u}_G$ が 7 cm/sec 付近で極大を示し、それ以上 $\bar{u}_G$ が大きくなると d_B は小さくなる。粒子が入って $\bar{C}$ が大きい、あるいは d_p が大きい場合には、 $\bar{u}_G$ が 3 cm/sec のところで d_B は約 0.3 cm となり、また、 $\bar{u}_G$ が $7 \sim 8 \text{ cm/sec}$ 付近に極大があるが、 $\bar{u}_G$ が大きくなるに従い若干小さくなり、 $\bar{u}_G$ が $12 \sim 20 \text{ cm/sec}$ では約 0.23 cm である。ところで、 $\bar{u}_G$ が $7 \sim 8 \text{ cm/sec}$ 付近で d_B が大きいのは泡沫層が多くできているためと思われる。

Figs. 9 および 10 にガス分散器として多孔板を用いた塔径が 12.2 および 21.4 cm の場合の d_B をそれぞれ示す。データのバラツキはあるが、これらの場合の d_B は多孔質板で d_p および $\bar{C}$ が大きい場合と大体同じ値であった。

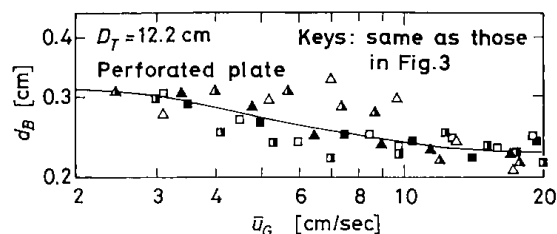


Fig. 9 Mean diameter of bubbles ($D_T=12.2\text{cm}$, perforated plate)

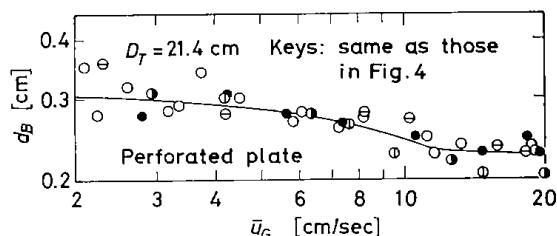


Fig. 10 Mean diameter of bubbles ($D_T=21.4\text{cm}$, perforated plate)

結 言

気泡塔内における空気-亜硫酸ソーダ水溶液-固体粒子系のガスホールドアップと総括吸収容量係数を測定した。塔径 12.2 cm の場合、ガス流速の小さい範囲でのガスホールドアップおよび総括吸収容量係数（気液接触面積）はガス流速が大きくなるに従い大きくなるが、粒子径および平均粒子濃度が大きくなり、また、ガス分散器の孔径が大きくなるにつれて（多孔質板、孔径 0.1 および 0.2 cm の多孔板の場合の順に）小さくなっている。しかし、ガス流速が大きくなるとしだいに粒子径、平均粒子濃度およびガス分散器の種類に無関係となった。塔径が、 21.4 cm の場合には、ガスホールドアップおよび総括吸収容量係数におよぼす平均粒子濃度の影響は小さ

かった。平均気泡径は多孔質板で粒子径および平均粒子濃度が小さい場合を除けば、ガス流速が 3 cm/sec で約 0.3 cm, ガス流速が 12~20 cm/sec で約 0.23 cm であった。

[付 記] 本報告中の塔径 12.2 cm の塔についての実験に協力された片寄滋夫氏(現日本バルカー工業)に感謝します。

Nomenclature

a	= contact area of gas-liquid per unit volume of column	$[m^2/m^3 \text{ of column}]$	n	= number of holes	$[-]$
$\bar{C}$	= average concentration of solid particles	$[g/cm^3 \text{ of slurry}]$	p_{O_2}	= mean partial pressure of oxygen	$[atm]$
D_T	= diameter of column	$[cm]$	R	= gas constant	$[cal/^\circ K \cdot mol]$
d_p	= mean diameter of solid particles	$[\mu]$	T	= absolute temperature	$[^\circ K]$
d_B	= mean diameter of bubbles	$[cm]$	$\bar{u}_g$	= superficial velocity of gas based on empty column	$[cm/sec]$
K_G	= overall absorption coefficient	$[kg \cdot mol/m^2 \cdot hr \cdot atm]$	W	= absorption rate of oxygen per unit volume of liquid	$[kg \cdot mol/hr \cdot m^3 \text{ of liquid}]$
$K_G a$	= overall volumetric absorption coefficient per unit volume of column	$[kg \cdot mol/hr \cdot atm \cdot m^3 \text{ of column}]$	δ	= diameter of hole	$[cm]$
			ϵ_G	= gas holdup	$[-]$
			ϵ_L	= liquid holdup	$[-]$

Literature cited

- 1) Imafuku, K., T. Wang, K. Koide and H. Kubota: *J. Chem. Eng. Japan*, **1**, 153 (1968)
- 2) Kato, Y.: *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, **27**, 7 (1963)
- 3) Kato, Y. and S. Morita: *ibid.*, **26**, 1134 (1962)
- 4) Kato, Y., A. Nishiwaki, T. Fukuda and S. Tanaka: *J. Chem. Eng. Japan*, **5**, 112 (1972)

Gas Holdup and Overall Volumetric Absorption Coefficient in Bubble Columns with Suspended Solid Particles—Absorption Rate of Oxygen by Aqueous Sodium Sulfite Solution—, Y. Kato, A. Nishiwaki, T. Kago (Kyushu Univ.), T. Fukuda and S. Tanaka (The Govt. Ind. Develop. Lab., Hokkaido) *Kagaku Kōgaku*, **36**, 1333~1337 (1972)

Experiments were conducted on the gas holdup and the rate of oxygen absorption by aqueous sodium sulfite solution containing cupric ions as catalyst in bubble columns of 12.2 and 21.4 cm diameter with suspended glass spheres as solid particles. The effects of solid particle diameter, average solid particle concentration, gas velocity, column diameter and kinds of gas distributor on gas holdup and overall volumetric absorption coefficient were investigated. Furthermore, the values of gas-liquid contact area and mean diameter of bubbles were evaluated.

[化学工学, **36**, p.1333~1337(1972); Intern. Chem. Eng., **13**, p.562~567(1973) にも転載]

多段気泡塔内における段間の液の逆流比

西 脇 昭 雄・籠 運 弘
加 藤 康 夫

九州大学工学部 応用化学教室

田 中 重 信・福 田 隆 至
北海道工業開発試験所

緒 言

仕切多孔板などを塔内に挿入して多段化した気泡塔内における液の軸方向混合のデータについては多くの報告がある^{1~3, 5~7, 9~11, 14, 15)}。これらの報告では、塔内の液の混合が拡散モデル、槽列モデルあるいは逆混合モデルで表現されるとして、実測の応答曲線などを解析し、それぞれ混合拡散係数、段数あるいは段間の逆流比を求めて、装置因子ならびに操作因子との関係を検討しているものが多い。これに対し、関沢ら¹⁵⁾は、塔内の温度分布を測定する定常熱トレーサー法により、各段内の液の混合が拡散モデルに従い、かつ、各段間に逆流があるとした場合¹³⁾ (*D-B* モデルと略記する)の段内の混合拡散係数および段間の逆流比を測定し、諸因子との関係を報告している。著者らは前報¹²⁾において、出口滞留時間分布の実測値またはその分散の値と相関式⁸⁾から算出される1段気泡塔内の液の混合拡散係数とから、*D-B* モデルによって、段間の逆流比が求められることを報告した。

そこで、本研究では、仕切多孔板により多段化した気泡塔内の液の軸方向混合を気液並流および向流操作についてデルタ応答法により測定し、得られた応答曲線を前報¹²⁾の方法に基づいて解析して、段間の逆流比を求め、これと塔径、塔高、段数、段間隔、仕切多孔板の開孔比、ガス流速および液流速との関係を検討した。

1. 実験装置および実験方法

実験装置の概略を Fig. 1 に示す。多段気泡塔には内径 12.2 および 21.4 cm の 2 種類を用い、一段の最小高さはそれぞれ 25 および 50.6 cm で、いずれも透明アクリル樹脂製である。塔底のガス分散器として、塔径 12.2 cm で並流操作の場合には孔径 0.14 cm (孔数 37) の多孔板を、向流操作の場合には孔径 0.2 cm (孔数 37) のガス吹き込み孔と直径 0.85 cm (本数 34) の液通過管とからなっているものを用い、また、塔径 21.4 cm の場合には孔径 0.1 cm (孔数 336) のものを用いた。使用した系は空気-水系である。

操作は、まず、コンプレッサーからの空気をオリフィス計で計量後、ガス分散器を通して塔内に流入させる。

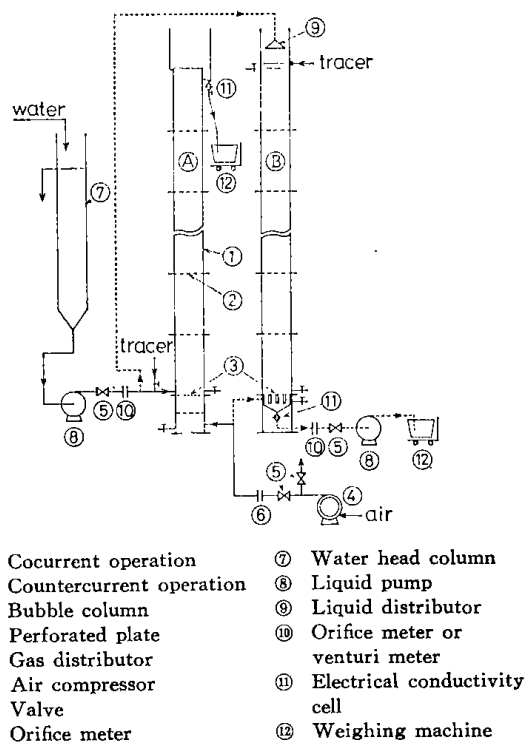


Fig. 1 Experimental apparatus

次に、並流操作のときは、水道水をオリフィス計またはベンチュリ計を経て塔底近くの塔壁から塔内に供給する。液は塔内で空気と並流接触し、塔頂より溢流し、トレーサー濃度測定用の電導度セルを経て排出される。空気および水をそれぞれ所定の流量に調節し、塔内の気液の流れが定常状態になってから、トレーサーとして所定量の KCl 溶液を液供給管に取り付けたコックを開いて瞬間的に入れ、排出液のトレーサー濃度の時間的変化を電導度セルにより検出し、記録させる。塔頂とセルとの間の時間遅れはそのつど測定して応答時間の補正をした。

向流操作のときは、水道水をオリフィス計またはベンチュリ計で計量し、液分散器より塔頂部に供給し、塔内で空気と向流接触後、液ポンプにより塔底より流出させた直後、電導度セルを経てオリフィス計またはベンチュリ計で計量し、排出させる。空気および水をそれぞれ所定の流量に調節し、また、気液層高を一定に保ち、定常状態になってから、塔頂近くの塔壁より注射器または注射器の先につけた多孔管を挿入して所定量の KCl 溶液を瞬間的に入れ、塔底部出口の電導度セルでその濃度の

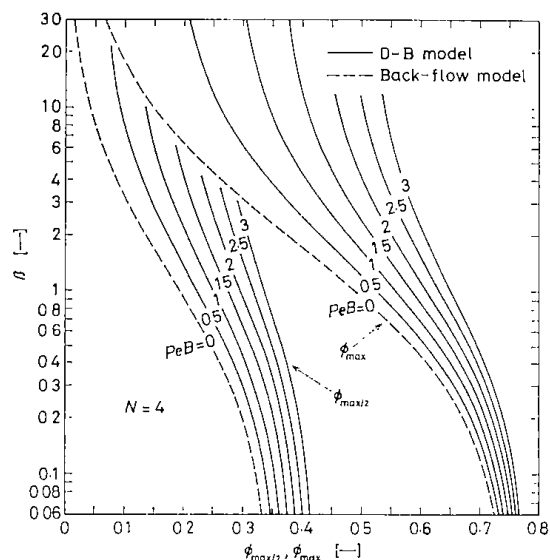


Fig. 2-a β vs. $\phi_{\max}/2$ and $\phi_{\max}$ with PeB at $N=4$ for external residence time distribution function of D-B model

時間的変化を検出し、記録させる。なお、塔底とセルとの間の時間遅れは、別に、塔底の液通過管の大部分にそれぞれ細管を挿入し、ごく少量の KCl 溶液を瞬間的に入れて、その応答を各液流速およびガス流速についてそれぞれ測定した。この結果を用いて各応答曲線における時間遅れを補正した。また、液流量として、オリフィス計またはベンチュリ計による値は目安とし、排出してくる液量を各実験ごとに秤とストップウォッチで測定して求めた値を用いた。

液ホールドアップは空気と水の供給を（向流操作のときはさらに水の排出を）同時に止め、塔内の液の静止高さと塔高（向流操作のときは気液層高）とから求めた。

実験は塔径が 12.2 cm の場合は並流および向流の両操作について行い、塔径が 21.4 cm の場合は並流操作について行った。Table 1 に実験条件を示す。なお、液温度は 10~28°C であった。

2. 逆流比の求め方

D-B モデルにおけるパラメータは段数 N 、ペクレ数 $PeB (=u_i L/E_i)$ および段間の逆流比 β で、これら 3 個のパラメータにおおの数値を入れ、前報¹²⁾の方法により出口滞留時間分布関数 $E(\phi)$ を数値計算して、各 N における $E(\phi)$ の最大値およびその 1/2 の値に対応する無次元時間 $\phi_{\max}$ および $\phi_{\max}/2$ ($\phi=0$ と $\phi_{\max}$ との間に存在する方の値) を求めると、これらと β と PeB との関係はそれぞれ Fig. 2 の実線のようになる。なお、破線は逆混合モデルの $E(\phi)$ を Haddad ら⁴⁾ の式によって計算して求めたものである。

各段内の液の混合拡散係数 E_i には前報³⁾の 1 段気泡塔内の液の混合拡散係数の相関式より算出される Fig. 3 に示す値を用いた。

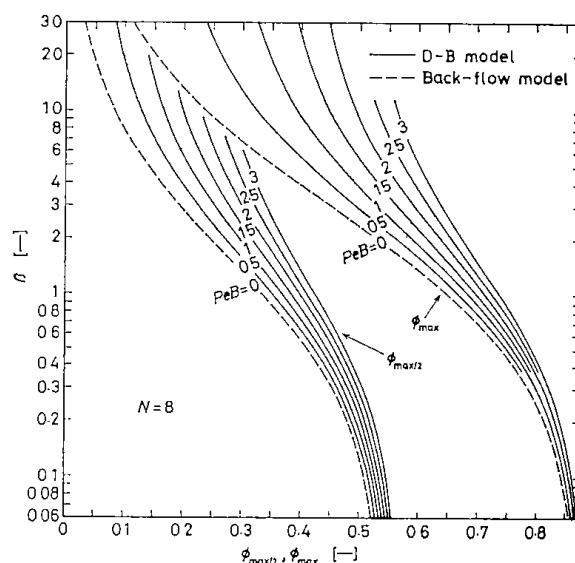


Fig. 2-b β vs. $\phi_{\max}/2$ and $\phi_{\max}$ with PeB at $N=8$ for external residence time distribution function of D-B model

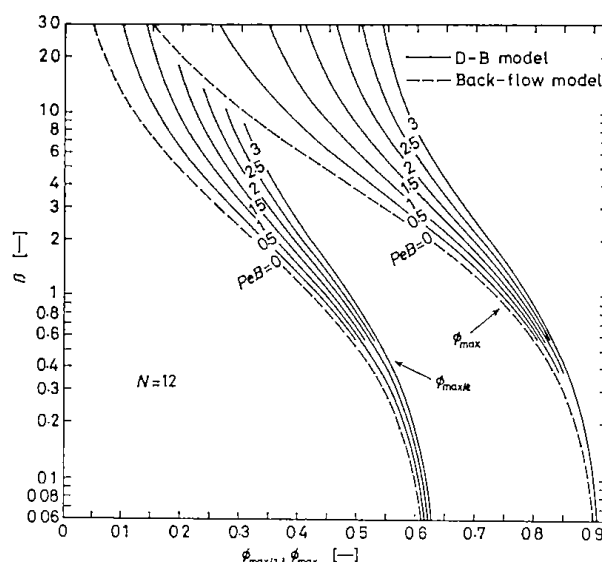


Fig. 2-c β vs. $\phi_{\max}/2$ and $\phi_{\max}$ with PeB at $N=12$ for external residence time distribution function of D-B model

β は、まず、各 N についての実測の応答曲線から最大濃度またはその 1/2 の濃度を与える $\phi_{\max}$ または $\phi_{\max}/2$ を求め、次に、 $PeB (=u_i L/E_i)$ を Fig. 3 の E_i を用いて算出し、これらの値と Fig. 2 より求めた。一部の応答曲線については $\phi_{\max}/2$ からのみ β を求めたが、大部分については $\phi_{\max}$ および $\phi_{\max}/2$ の両方からそれぞれ β を求め、その平均値をとった。なお、両方法による β の値は比較的良好に合致した。

3. 実験結果および考察

Figs. 4~7 に、塔径 D_T が 12.2 cm で並流および向流操作における逆流比 β とガス流速 $\bar{u}_g$ 、液流速 $\bar{u}_l$ 、段数 N 、段間隔 Δz および塔高 L との関係を開孔比 Ar ごとに示す。

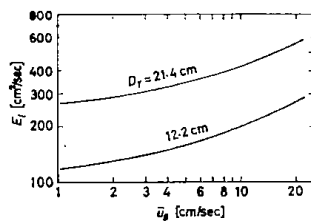


Fig. 3 Longitudinal dispersion coefficient in stage evaluated from the empirical equation³⁾

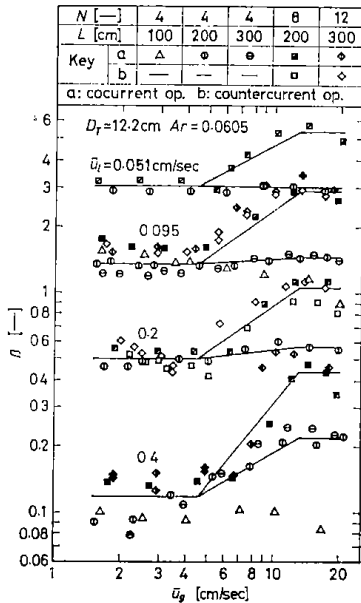


Fig. 4 Effects of $\bar{u}_g$, $\bar{u}_i$, L , N and Δz on β at $Ar=0.0605$

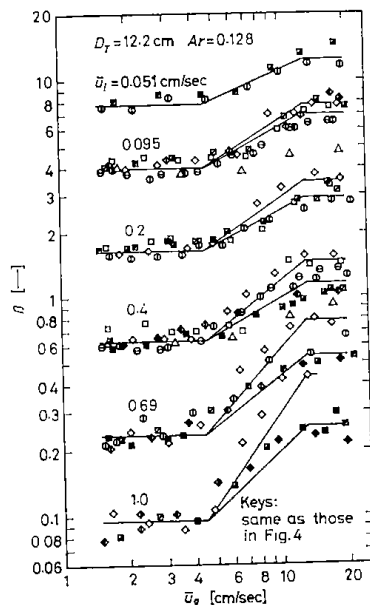


Fig. 5 Effects of $\bar{u}_g$, $\bar{u}_i$, L , N and Δz on β at $Ar=0.128$

β は $\bar{u}_i$ および Ar の影響を大きく受け、 $\bar{u}_i$ が大きく また Ar が小さくなるほど、 β は小さい。しかし、 β に 及ぼす N および Δz の影響は Ar が大きい場合には L が 100 cm のときを除きあまり見られない。

一方、 β と $\bar{u}_g$ との関係は、 $\bar{u}_g$ が約 4~5 cm/sec まで

Table 1 Experimental conditions

D_T [cm]	$Ar^\dagger$ [—]	d [cm]	n [—]	L^{**} [cm]	N [—]	$\bar{u}_i^{***}$ [cm/sec]
12.2	0.0605	1.0	9	100	4	+0.095, +0.4
"	"	"	"	200	4	+0.051, +0.095, +0.2, +0.4
"	"	"	"	"	8	+0.051, +0.095, ±0.2, +0.4
"	"	"	"	300	4	+0.095, +0.4
"	"	"	"	"	12	±0.095, -0.2, +0.4
"	0.128	1.0	19	100	4	+0.095, +0.4
"	"	"	"	200	4	+0.051, +0.095, +0.2, +0.4, +0.69,
"	"	"	"	"	8	+0.051, ±0.095, ±0.2, ±0.4, +0.69, +1.0
"	"	"	"	300	4	+0.095, +0.4
"	"	"	"	"	12	±0.095, -0.2, ±0.4, ±0.69, ±1.0
"	0.208	1.0	31	100	4	+0.095, +0.4
"	"	"	"	200	4	+0.051, +0.095, +0.2, +0.4, +0.69, +1.0
"	"	"	"	"	8	+0.051, ±0.095, ±0.2, ±0.4, ±0.69, +1.0
"	"	"	"	300	4	+0.095, +0.4, +1.0
"	"	"	"	"	12	±0.095, ±0.4, -0.69, ±1.0
"	0.289	1.0	43	200	8	±0.095, ±0.2, ±0.4, ±0.69, +1.0
"	"	"	"	300	12	±0.095, -0.2, ±0.4, -0.69, ±1.0
21.4	0.102	0.8	73	405	4	+0.1, +0.4
"	"	"	"	"	8	+0.1, +0.4
"	0.230	1.2	"	"	4	+0.1, +0.4, +1.0
"	"	"	"	"	8	+0.1, +0.4

$\bar{u}_g$: 1.5~20 cm/sec

[†] Plate material bronze, plate thickness 1mm

^{**} In countercurrent operation, L expresses average total height of gas-liquid fluidized bed

^{***} Symbols, + and -, express cocurrent operation and countercurrent operation, respectively

の小さい範囲では β は $\bar{u}_g$ にほとんど無関係で、また、並流か向流操作かによらず、各 $\bar{u}_i$ についてほぼ一定である。ところで、 Ar が 0.128 より大きい場合および Ar が 0.0605 であっても N が 8 および 12 の場合には、 $\bar{u}_g$ が約 5 cm/sec より大きくなると、 β は $\bar{u}_g$ とともに大きくなっている。しかも β の大きくなる割合は、 $\bar{u}_i$ が大きいほど、また Ar が 0.128 の場合には向流操作の方が並流操作のときより若干大きい。さらに $\bar{u}_g$ が大きくなり、 $\bar{u}_g$ が 13~20 cm/sec の範囲では再び各 $\bar{u}_i$ についての β は $\bar{u}_g$ にほぼ無関係になっている。しかし、 Ar が小さく 0.0605 で、かつ、 N が 4 で $\bar{u}_i \leq 0.2$ cm/sec のときには β は $\bar{u}_g$ によってあまり変わりなく、しかも L が 100 cm (N が 4) のときには、 $\bar{u}_g$ が大きくなると β は逆に小さくなる傾向がある。このように β が $\bar{u}_g$ の増加とともに減少する傾向は、関沢ら¹⁵⁾の開孔比が 0.0775 の場合の結果と同様である。以上のように、 $\bar{u}_g$ が大きい範囲で、 Ar が 0.0605 の場合に β が L , N および Δz により、また、 Ar が 0.128 で $\bar{u}_i$ が大きくなると並流と向流操作とで異なるのは、主として塔内の流動状態の差異によるものと思われる。すなわち、 Ar が 0.0605 で、かつ、 L が 100 cm の場合には、 $\bar{u}_g$ が大きくなるにつれて仕切多孔板直下にガス空間部が生じ、ガスは上の段へ新たに気泡として分散し、また、段内で気泡の合一も起こりやすい。ガス空間部が生じた状態では上の段からの液の流下は円滑でなくなり、また、このガス空間部の大きさは $\bar{u}_g$ が大きいほど大きくなるので、 β の値が $\bar{u}_g$ の増加とともに小さくなるものと思われる。しかし、 Δz が

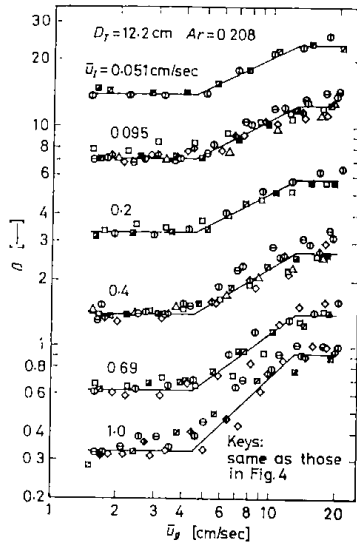


Fig. 6 Effects of $\bar{u}_g$, $\bar{u}_i$, L , N and Δz on β at $Ar=0.208$

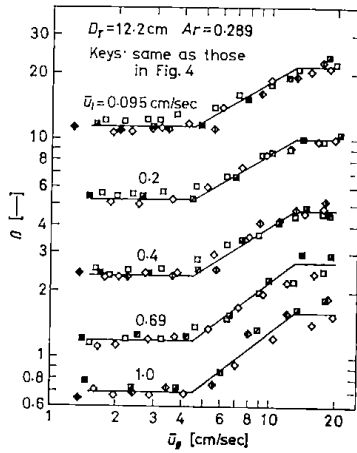


Fig. 7 Effects of $\bar{u}_g$, $\bar{u}_i$ and N on β at $Ar=0.289$

同じ 25 cm でも L が 200 あるいは 300 cm のときには、仕切多孔板直下のガス空間部の形成が不安定となり、塔内の気液層全体が $\bar{u}_g$ の増加とともに不規則な流動から次第に規則的な脈動状態となり、その結果、段間の逆流が促進され、 β の値が大きくなると考えられる。しかし、 Ar が同じ 0.0605 でも Δz が大きい 50 または 75 cm で N が 4 の場合には、 $\bar{u}_g$ が大きい範囲においても脈動流の状態は起こりにくかった。また、 Ar が 0.128 の場合、向流に比べ並流操作の方が脈動状態は起こりにくく、同じ $\bar{u}_i$ について小さい β の値を示すときは脈動が起こりにくい状態にあった。さらに、 Ar が 0.208 および 0.289 の場合脈動流はほとんどみられなかった。

Fig. 8 に、 D_T が 21.4 cm の場合の β と諸因子との関係を示す。 β に及ぼす $\bar{u}_g$, $\bar{u}_i$ および N の影響は D_T が 12.2 cm の場合とほぼ同様であり、また、 Ar が 0.102 で N が 8 の場合、 $\bar{u}_g$ の大きい範囲における流動状態は脈動流状態であった。

以上の結果より、 β に大きな影響を与える因子は主として Ar , $\bar{u}_i$ および $\bar{u}_g$ であり、また、 β は Ar が小さ

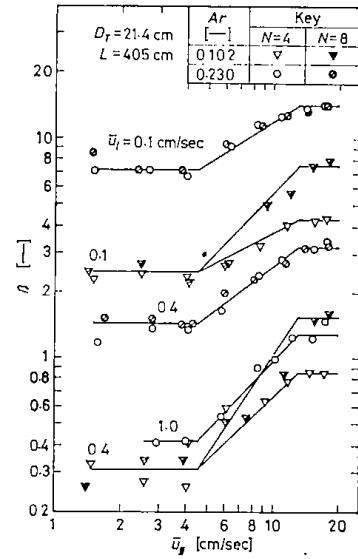


Fig. 8 Effects of $\bar{u}_g$, $\bar{u}_i$, N and Ar on β at $D_T=21.4$ cm

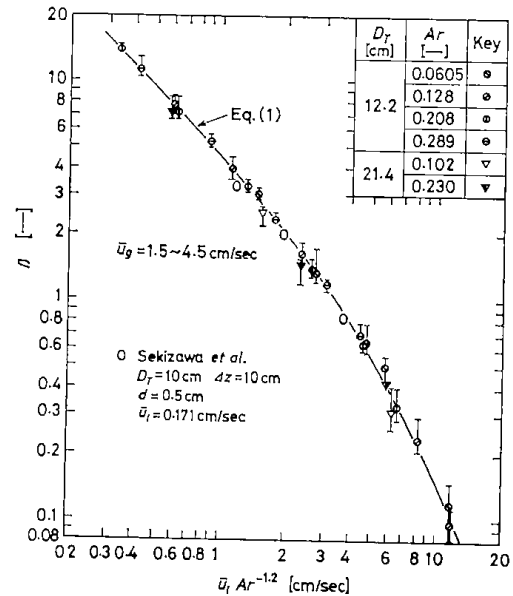


Fig. 9 Correlation between β and $\bar{u}_i Ar^{-1.2}$ in the range of $\bar{u}_g=1.5\sim 4.5$ cm/sec

く $\bar{u}_g$ が大きい場合にはさらに L , N , Δz ならびに操作方法の影響も受けることがわかったので、 L が 100 cm のデータを除いて、以下の整理を行った。すなわち、 $\bar{u}_g$ が 1.5~4.5 cm/sec の範囲ならびに 13~20 cm/sec の範囲の各条件下における β の値を $\bar{u}_g$ に無関係なそれぞれの直線で、また、これらの中間の $\bar{u}_g$ の範囲の β と $\bar{u}_g$ との関係を両対数方眼紙上に直線で、それぞれ Figs. 4~8 の実線のように近似した。 $\bar{u}_g$ が 1.5~4.5 cm/sec の範囲で、かつ、 $\beta > 4$ なる範囲の β は $\bar{u}_i$ にほぼ逆比例し、また $Ar^{1.2}$ に比例しているの、この $\bar{u}_g$ の範囲の β の全データを $\bar{u}_i Ar^{-1.2}$ に対してプロットすると、Fig. 9 のようになる。 β は $\bar{u}_i Ar^{-1.2}$ が小さいところでは $\bar{u}_i Ar^{-1.2}$ の 1 乗に比例して小さくなり、 $\bar{u}_i Ar^{-1.2}$ が大きくなるにつれて β の減少する割合が大きくなっているが、 D_T に

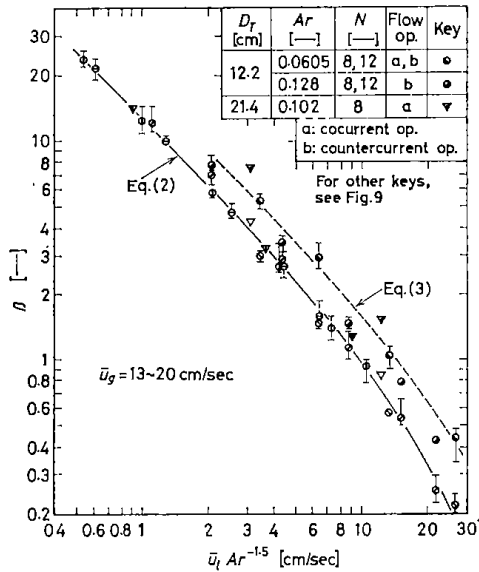


Fig. 10 Correlation between β and $\bar{u}_L Ar^{-1.5}$ in the range of $\bar{u}_g = 13 \sim 20$ cm/sec

はほとんど無関係で、 β と $\bar{u}_L Ar^{-1.2}$ との関係は次の実験式で表される。

$$\beta = 4.7 / [(\bar{u}_L Ar^{-1.2}) \{1 + 0.055(\bar{u}_L Ar^{-1.2})^{1.6}\}] \quad (1)$$

なお、Fig. 9 中には、同じ $\bar{u}_g$ の範囲における関沢ら¹⁵⁾の結果も示した。彼らの実験条件は仕切多孔板の孔径が 0.5 cm、厚さが 5 mm で本実験の条件と異なっているが、彼らの β の値と本実験のそれとはよく合致している。ところで、市川ら⁵⁾は応答曲線を拡散モデルで解析したときの総括の混合拡散係数は仕切多孔板の孔径が 0.5~2 cm の範囲で同じ値であることを報告している。

一方、 $\bar{u}_g$ が 13~20 cm/sec の範囲の β については、 $\bar{u}_L Ar^{-1.5}$ に対してプロットすると、Fig. 10 のようになる。脈動流がほとんど起こらないか、起こっていても小さな脈動流動状態の場合には、 β と $\bar{u}_L Ar^{-1.5}$ との関係は D_T にほとんど無関係に、実線で近似され、次の実験式で表される。

$$\beta = 13 / [(\bar{u}_L Ar^{-1.5}) \{1 + 0.011(\bar{u}_L Ar^{-1.5})^{1.5}\}] \quad (2)$$

ところで、破線近傍のデータの流動状態はかなり脈動の起こっているときで、並流操作では Ar が 0.0605 で N が 8 および 12 の場合 ($\Delta z/D_T = 2.05$)、 Ar が 0.128 で N が 8 および 12 で $\bar{u}_L$ が 0.2 cm/sec 以下の場合および Ar が 0.102 で N が 8 の場合 ($\Delta z/D_T = 2.36$) であり、また、向流操作では Ar が 0.0605 と 0.128 の場合であった。この脈動流動状態については次の実験式が得られた。

$$\beta = 18 / [(\bar{u}_L Ar^{-1.5}) \{1 + 0.0045(\bar{u}_L Ar^{-1.5})^{1.5}\}] \quad (3)$$

以上のように、 $\bar{u}_g$ が 13~20 cm/sec の範囲については流動状態の差異によって β と $\bar{u}_L Ar^{-1.5}$ との関係を大きく二つに分けた。しかし、これらの中間の流動状態については区別をはっきりつけにくいので、Eqs. (2) およ

び (3) の適用範囲については本実験範囲だけでは不十分であるが、並流操作ではおよそ $\Delta z/D_T = 2.5 \sim 4$ および $Ar = 0.1 \sim 0.13$ 、また、向流操作ではより大きい Ar を境にして分けられるものと推定される。しかし、これらに関する詳細な検討には今後のデータの蓄積が必要である。

各実験式と実測値との相関は Eq. (1) のときは $\pm 20\%$ 、また、Eqs. (2), (3) のときおよび中間の $\bar{u}_g$ の範囲のときは $\pm 30\%$ である。

結 言

多段気泡塔内の液の軸方向混合をデルタ応答法により測定し、軸方向混合が、段内は拡散モデルに従い、かつ、段間に逆流があるとするモデル¹³⁾で表されると仮定し、段内の混合拡散係数に相関式⁹⁾から算出される 1 段気泡塔内の液の混合拡散係数の値が使えるものとして、段間の逆流比 β を求めた。 $\bar{u}_g$ が 1.5~4.5 cm/sec の範囲の β は Eq. (1) から、また、 $\bar{u}_g$ が 13~20 cm/sec の範囲の β は比較的静かな流動状態の場合には Eq. (2) から、脈動流動状態の場合には Eq. (3) から、さらに、 $\bar{u}_g$ が 4.5~13 cm/sec の中間の範囲の β は Eq. (1) の $\bar{u}_g = 4.5$ cm/sec のときの値と Eq. (2) または Eq. (3) の $\bar{u}_g = 13$ cm/sec のときの値を $\bar{u}_g$ と両対数方眼紙上にプロットし、2 点を結んだ直線から求められる。各実験式と実測値との相関は Eq. (1) のとき $\pm 20\%$ 、また、Eqs. (2) と (3) のときおよび中間の $\bar{u}_g$ の範囲のとき $\pm 30\%$ である。なお、Eqs. (2) または (3) の適用条件についての詳細な検討には今後のデータの蓄積が必要である。

【付 記】 本報告中の一部の実験に手塚善和氏および井戸川清氏のご協力を得た。付記して謝意を表する。また、数値計算は九州大学大型計算機センターの電子計算機 FACOM 230-60 によった。

Nomenclature

Ar	= open area ratio of perforated baffle plate	[-]
d	= diameter of hole in perforated baffle plate	[cm]
D_T	= diameter of column	[cm]
E_L	= longitudinal dispersion coefficient of liquid in stage based on actual mean liquid velocity	[cm ² /sec]
$E(\phi)$	= external age distribution function	[-]
L	= total length of column	[cm]
n	= number of holes in perforated baffle plate	[-]
N	= total number of stages	[-]
PeB	= $u_L L / E_L$, modified Peclet number	[-]
$\bar{u}_B$	= back-flow velocity of liquid between stages based on empty column	[cm/sec]
$\bar{u}_g$	= superficial velocity of gas based on empty column	[cm/sec]
$\bar{u}_L$	= superficial velocity of liquid based on empty	

	column	[cm/sec]
u_l	$= \bar{u}_l/\epsilon_l$, actual mean velocity of liquid	[cm/sec]
β	$= \bar{u}_B/\bar{u}_l$, back-flow ratio	[—]
Δz	$=$ distance between perforated baffle plate	[cm]
ϵ_l	$=$ liquid holdup	[—]
θ	$=$ time	[sec]
θ_T	$= L/u_l$, mean residence time of liquid	[sec]
ϕ	$= \theta/\theta_T$, normalized time	[—]
<Subscripts>		
$_{\max}$	$=$ value in maximum concentration of tracer flowing out of column or maximum of $E(\phi)$ function	
$_{\max/2}$	$=$ value in one-half of maximum concentration of tracer flowing out of column or in one-half of maximum of $E(\phi)$ function	

Literature cited

- 1) Arai, T., H. Tsuge and S. Hibino: Preprint of the 37th Annual Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No. B 307 (1972)
- 2) Bishoff, K.B. and J.B. Phillips: *Ind. Eng. Chem., Process Design and Develop.*, **5**, 416 (1966)
- 3) Goto, S., A. Kitai and A. Ozaki: *Kagaku Kōgaku*, **35**, 197 (1971)
- 4) Haddad, A.H. and D. Wolf: *Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 100 (1967)

- 5) Ichikawa, Y., Y. Adachi and K. Makino: *Kagaku Kōgaku*, **30**, 1097 (1966)
- 6) Kageyama, O., M. Kai and A. Fujiki: Preprint of the 10th General Symposium of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, p.119 (1971)
- 7) Kato, Y.: Preprint of the Hamamatsu Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No.223 (1962); Preprint of the 28th Annual Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No.133 (1963); Preprint of the 30th Annual Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No.2210 (1965)
- 8) Kato, Y. and A. Nishiwaki: *Kagaku Kōgaku*, **35**, 912 (1971)
- 9) Kats, K.B. and L.S. Genin: *Intern. Chem. Eng.*, **7**, 246 (1967)
- 10) Kusunoki, K., H. Irie and W. Sakai: Preprint of the 30th Annual Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No. 2211 (1965)
- 11) Nakazawa, S., H. Tsuge and S. Hibino: Preprint of the 7th Autumn Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No. A 318 (1973)
- 12) Nishiwaki, A. and Y. Kato: *Kagaku Kōgaku*, **36**, 1112 (1972)
- 13) Saida, T.: *Mol.*, **6**, No. 3, 57 (1968)
- 14) Sekizawa, T. and H. Kubota: Preprint of the Hokkaido Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No.B 37 (1968)
- 15) Sekizawa, T. and H. Kubota: Preprint of the Niigata Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, No.A 7 (1969)

(1974年3月19日受理)

Back-Flow Ratio of Liquid between Stages in Multi-Stage Bubble Columns

Akio Nishiwaki, Tokihiro Kago and Yasuo Kato

Dept. of Applied Chem., Kyushu Univ., Fukuoka

Shigenobu Tanaka and Takashi Fukuda

The Gov. Ind. Development Lab., Hokkaido, Sapporo

Longitudinal mixing of liquid in multi-stage bubble columns was measured by a delta-response method for cocurrent and countercurrent operations. Response curves obtained were analyzed by the diffusion/back-flow model, in which it was assumed that the diffusion model was applicable in each stage and there was back-flow between stages, and the back-flow ratio, β , was determined.

β in the range of 1.5~4.5 cm/sec of superficial gas velocity, $\bar{u}_g$, is a function of both superficial liquid velocity and open area ratio of perforated baffle plates, and an empirical equation is obtained. β in the range of $\bar{u}_g=13\sim20$ cm/sec is approximated by two empirical equations, one for non pulsating flow region and other for pulsating flow region. β in the range of $\bar{u}_g=4.5\sim13$ cm/sec can be read by the straight line which passes values of β on a log-log graph at $\bar{u}_g=4.5$ cm/sec and $\bar{u}_g=13$ cm/sec calculated from the above equations.

気泡塔におけるコイル状細線の充填効果

井戸川 清・福田 隆至・佐藤 光二・中田 二男

緒 言

気泡塔はその特性を生かして、実用上、広く用いられてもいるが、装置特性の改善によってその適用範囲の拡大をはかるという点においては、なお、検討の余地が残されている。これまで、加藤ら^{1~3)}、市川ら⁴⁾は仕切多孔板を用いた多段気泡塔について検討し、多段化によって液混合特性が改善されると報告している。Carletonら⁵⁾は塔内にラシヒリングを挿入した充填気泡塔について検討を行い、充填物によって気泡の合一が妨げられ、ガスホールドアップや気液界面積が増加し、気、液の混合が抑制されると報告している。

本報告ではコイル状細線を挿入した充填気泡塔について、ガス流速の比較的小さい範囲において装置特性がいかに変化するかを、ガス圧力損失、ガスホールドアップ、液混合特性、総括吸収容量係数の点から検討した。

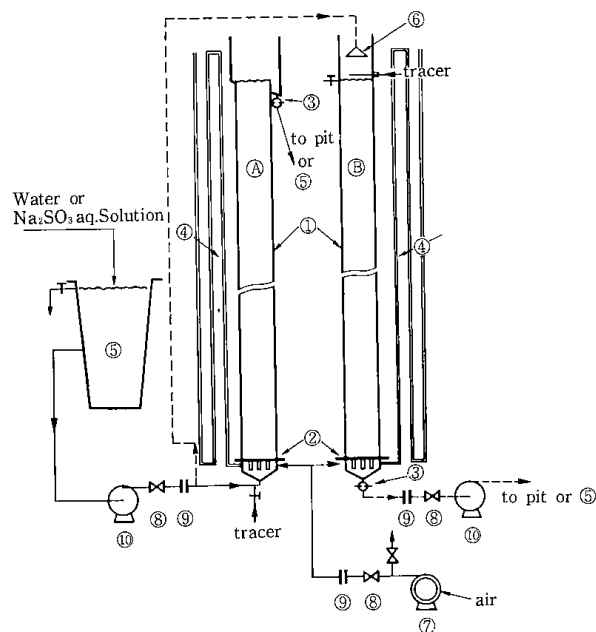
1. 実験装置および方法

実験装置の概略をFig.1に示す。①の気泡塔はアクリル樹脂製で、塔径10cm、高さ130cmである。②のガス分散器には、孔径1mmの空気吹込孔が52個と、直径5.5mmの液通過管61本が取り付けられており、液の通過も同時に進行するものを用いた。なお、ガス分散器に設けられた孔と管はともに正方形配置で、孔間隔、管間隔はそれぞれ10mmである。③の電導度セルは直径1mmの白金線を1mmの間隔で対向させたもので、両極間に約5000Hzの交流電圧をかけている。充填物として使用したコイル状細線は、線径0.5mmのステンレス製針金を直径10mmのコイル状に巻いたもので、コイルの長さが3cm、巻線間隔が1.5mmのものである。

ガスの圧力損失は、全圧力損失についてはガス吹込板直下の圧力を水柱マンメータで測定して求め、液頭による圧力損失は静止液高から求めた。使用した系は水-空気系である。

ガスホールドアップは気液層高と静止液高とから求めた。

液混合特性の測定は次のようにして行った。並流操作のときには空気、水道水を塔底のガス分散器（液通過管）を経て塔内に供給する。塔内の気液の流れが定常状



- | | |
|--------------------------------|----------------------|
| A cocurrent operation | 5 liquid tank |
| B countercurrent operation | 6 liquid distributor |
| 1 bubble column | 7 air compressor |
| 2 gas distributor | 8 valve |
| 3 electrical conductivity cell | 9 orifice meter |
| 4 manometer | 10 liquid pump |

Fig. 1 Experimental apparatus

態になってから、トレーサとしてKCl水溶液を塔底の液通過管直下から注射器で瞬間的に入れ、塔頂排出液のトレーサ濃度の時間的変化を電導度セルにより検出し、記録させる。気液向流操作のとき、水道水は予め流量を調節して液分散器より塔頂に供給し、塔内で空気と向流接触後、液ポンプより液通過管を経て塔外に排出され、オリフィス計で計量される。所定量のKCl水溶液を塔頂より瞬間的に入れ、塔底の液通過管直下に取付けられた電導度セルによってトレーサ濃度を検出し、記録させる。これらのトレーサ濃度の応答曲線を拡散モデルによって解析し、軸方向の液混合拡散係数を算出した。なお、並流の場合の塔頂と電導度セル間、および向流の場合の塔出口と電導度セル間の時間おくれを測定し、それぞれ

の応答曲線における時間おくれを補正した。

総括吸収容量係数は0.2~0.25規定の亜硫酸ソーダ水溶液を空気酸化することにより求めた。触媒として用いた銅イオンの濃度は 10^{-3} mol/lである。液のサンプリングは実験開始時に塔内から、また、実験終了後、直ちに全液量を秒した液タンクから行い、液濃度の時間的变化から総括吸収容量係数を求めた。なお、予め、液濃度は時間の経過につれて直線的に変化することを確かめた。

実験はつぎの条件で行った。ガス流速 U_g は0.3~15 cm/sec, 液流速 U_l は-0.1~+1.0 cm/sec, 塔内のコイル状細線の充填高さは、50, 100, 130 cm (コイル状細線の真の体積はそれぞれ149, 275, 381 cm³), 実験温度18~23°Cである。

2. 実験結果および考察

2.1 ガスの圧力損失

Fig.2に塔単位高さ当りのガス圧力損失とガス流速との関係の一例を示す。全圧力損失, $\Delta P_T/H$ は塔内充填

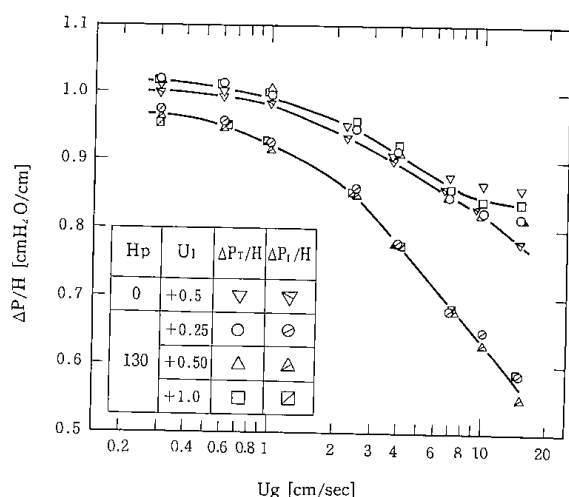


Fig.2 Effects of U_g , U_l and H_p on $\Delta P/H$

物の有無にかかわらず、同一のガス流速に対してその差が認められなかった。液頭によるガス圧力損失, $\Delta P_L/H$ は充填物のない場合 ($H_p=0$) には大きく、その値は $\Delta P_T/H$ に近い値を示したが、充填物の充填高さ H_p が130 cmの場合には、ガス流速 U_g が大きくなるにつれて減少した。

$\Delta P_T/H$, $\Delta P_L/H$ におよぼす液流速 U_l の影響は、 U_l が-1.0~+1.0 cm/sec の範囲では殆んど認められなかった。

Fig.3に、塔内にコイル状細線を充填したとき、この充填物によるガス圧力損失, $\Delta P_F/H$ と U_g との関係を示した。図示により充填物によるガスの圧力損失は U_g

が大きくなるにつれて次第に大きくなるが、その絶対値は、Carletonら⁴⁾らのラシヒリングを充填した場合と大差がなかった。

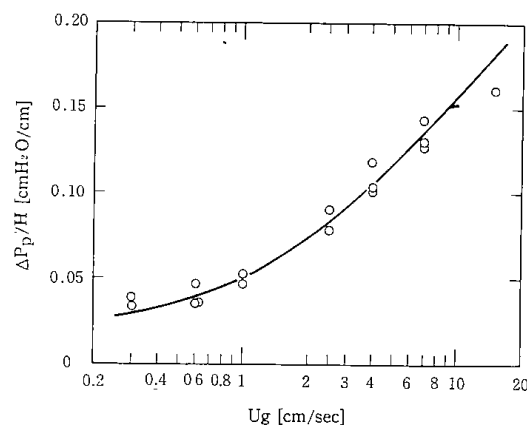


Fig.3 Effect of U_g on $\Delta P_F/H$

2.2 ガスホールドアップ

水道水-空気系で求めたガスホールドアップの結果をFig.4に示す。図示より、ガスホールドアップにおよぼす充填物の効果はガス流速 U_g の小さいところで著しく大きく、 U_g の増加と共に次第に小さくなっている。

充填物の挿入によるガスホールドアップの増加は充填物によって気泡群の上昇速度が抑制されることによるも

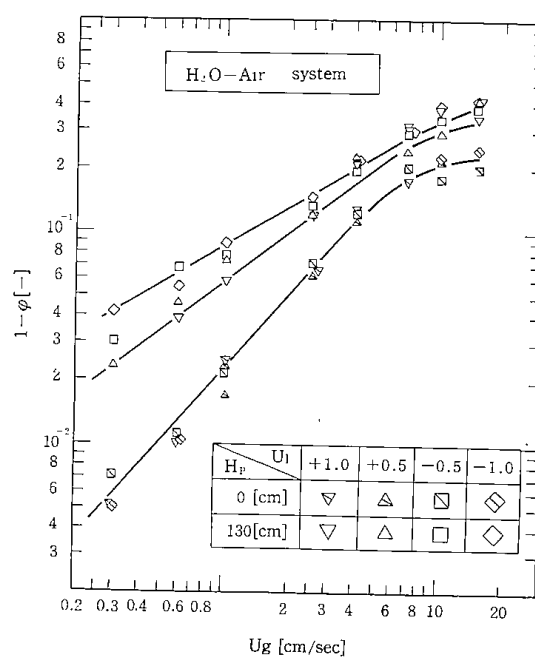


Fig.4 Effects of U_g , U_l and H_p on $1-\phi$

(22)

のと考えられる。そこで、次式⁶⁾を用いて、気泡群の上昇速度 U_B とガス流速 U_g との関係を見たのがFig.5である。同図はこのことをよく裏づけている。

$$U_B = \frac{U_g}{1 - \phi} - U_{1k} \quad (1)$$

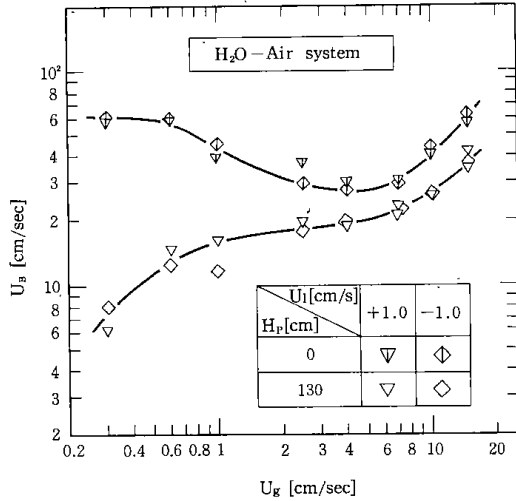


Fig.5 Effects of U_g , U_1 and H_p on U_B

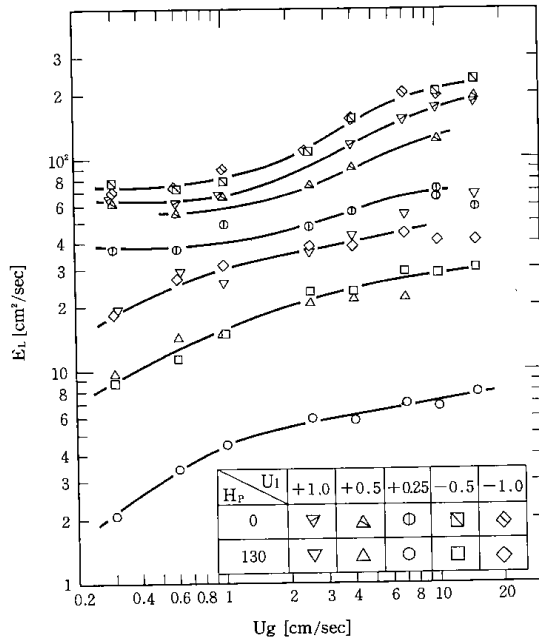


Fig.6 Effects of U_g , U_1 and H_p on E_L

2.3 液の混合特性

Fig.6 に液の軸方向の混合拡散係数 E_L とガス流速 U_g との関係を示した。同図より、コイル状細線の充填により液の混合は、充填しないときに比べて、かなり小さくなり、 E_L は並流、向流操作を問わず、液流速 U_1 の絶対値の小さいほど小さくなっている。

2.4 総括吸収容量係数

Fig.7 に半回分操作において、 H_p を変化させた場合の総括吸収容量係数 K_{Ga} と U_g との関係を示した。なお、総括吸収容量係数 K_{Ga} は測定値を、次式⁷⁾を用いて、20℃における値に換算した。

$$K_G = 0.3e^{-3400/RT} \quad (2)$$

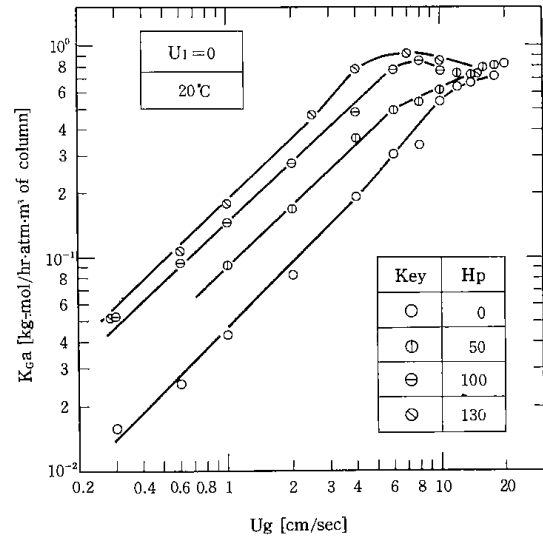


Fig.7 Effects of U_g and H_p on K_{Ga}

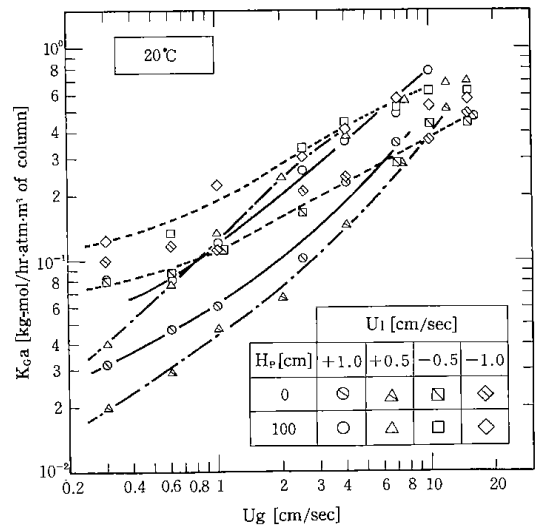


Fig.8 Effects of U_g , U_1 and H_p on K_{Ga}

図示より、充填物の挿入によって K_{Ga} は U_g が約10 cm/sec より小さいところでかなり大きくなっており、また、充填高さ H_p が比較的小さいところにおいてもその効果が認められた。なお、 H_p が100cm以上の場合、 U_g が10cm/secを過ぎるとフラッディング現象が観察された。

Fig.8 に U_l が変化した場合の K_{Ga} と U_g との関係を示した。 U_g の小さいところで、半回分操作に比べて K_{Ga} は大きく、また、 U_g の増加に対する K_{Ga} の増加割合は小さくなっている。

結 言

気泡塔内にコイル状細線を充填した場合の装置の特性について検討した。同時に充填しない場合との比較を行った。結果の概要は次の様である。

(1) ガスの全圧力損失は充填物を挿入しない場合と同程度であった。

(2) ガスホールドアップは、ガス流速が10cm/sec より小さいところでかなり大きくなる。

(3) 液の混合拡散係数は液流速の絶対値の小さいほど小さくなる。

(4) 総括吸収容量係数は、ガス流速が10cm/sec 以下でかなり大きくなる。

Nomenclature

E_L =longitudinal dispersion coefficient of liquid [cm²/sec]
 H =height of fluidized bed [cm]
 H_p =packed height [cm]
 K_{Ga} =over-all volumetric absorption coefficient

ent [kg·mol/hr·atm·m³ of column]
 ΔP =pressure drop [cmH₂O]
 ΔP_L =pressure drop due to the liquid head [cmH₂O]
 ΔP_P =pressure drop due to packing [cmH₂O]
 ΔP_T =total pressure drop [cmH₂O]
 R =gas constant [cal/°K·mol]
 T =absolute temperature [°K]
 U_B =average rising velocity of bubbles [cm/sec]
 U_g =superficial gas velocity based on empty column [cm/sec]
 U_l =superficial liquid velocity based on empty column [cm/sec]
 $1-\phi$ =gas holdup [—]

Literature cited

- 1) Kato Y.: Preprint of the 30th annual meeting of the Soc. of Chem. Engrs.(Japan), p. 141(1965)
- 2) Nishiwaki A. and Y.Kato: Kagaku Kōgaku, **36**, 1112(1972)
- 3) Nishiwaki A., T.Kago, Y.Kato, S.Tanaka and T.Fukuda: Kagaku Kōgaku Ronbunshu, **1**, 86 (1975)
- 4) Ichikawa Y., Y.Akachi and K.Makino: Kagaku Kōgaku, **30**, 1097 (1966)
- 5) Carleton A.J., R.J.Flain, J.Rennie and F.H. H.Valentin: Chem.Eng.Sci., **22**, 1839(1967)
- 6) Kato Y.: Kagaku Kōgaku, **26**, 1068 (1962)
- 7) Kato Y. and S.Morita: Kagaku Kōgaku, **26**, 1134(1962)

〈横 型 攪 拌 槽〉

ま え お き

横型攪拌槽は比較的新しい気液接触装置であり、最近、国内においても実用化されている。

この装置の特性は、①気・液接触面積が大きいこと、②気体側の圧力損失が小さいこと、③懸濁液、高粘度液の吸収液の使用も可能であること、等があげられる。①、②はガス吹込みによる縦型攪拌槽においては期待できない特性であり、③は充填塔等、常用の気・液接触装置では期待できない特質でもある。したがって、既存の装置ではその適用が限られてきた分野にも利用しうる装置として、これまで、開発研究および設計に必要な諸因子について研究を進めてきた。今回はこれらの一部を集録している。以下に、その概略を紹介する。

1は流通系横型攪拌槽の液混合特性に関するものである。本研究は横型攪拌槽内液の滞留時間分布と操作条件との関係を実験的に検討して、滞留時間分布は回分槽の混合時間との関係によって推定しうることを明らかにしたものである。本研究によって流通操作における液混合特性の推定が極めて容易になった。

2は多段操作における攪拌翼数の効果を評価する方法に関するものである。多段化された横型攪拌槽の性能が、攪拌翼相互の間隔を以って区切られた単段の攪拌槽の集合として近似しうるかといった実装置の性能評価ならびに実装置設計の指針を示したものである。

3は気・液連続操作の流動特性に関するものである。すなわち、槽内液量率の広い範囲について、横型攪拌槽の安定な連続運転の操作範囲を実験的に求め、さらに、槽内に邪魔板を取り付けることにより、安定な操作範囲の拡大を試みたものである。

邪魔板つき横型攪拌槽の液混合特性*

安藤 公二**・福田 隆至***

遠藤 一夫****

室蘭工業大学 化学工学科**

緒 言

横型攪拌槽を気液接触装置として用いる場合、実用の運転に際しては、流通系で操作されることが多いと考えられる。したがって、回分槽に関する知見^{3,4,6,12)}を流通操作に適用するためには、流体の槽内混合特性、特に滞留時間分布に関する知見が必要である。本報では、ガス吸収装置として優れた特性を有する⁴⁾邪魔板つき横型攪拌槽の槽内液滞留時間分布と操作条件との関係を実験的に検討し、滞留時間分布は、回分槽の混合時間²⁾と操作条件との関係によって推定しうることを見いだした。

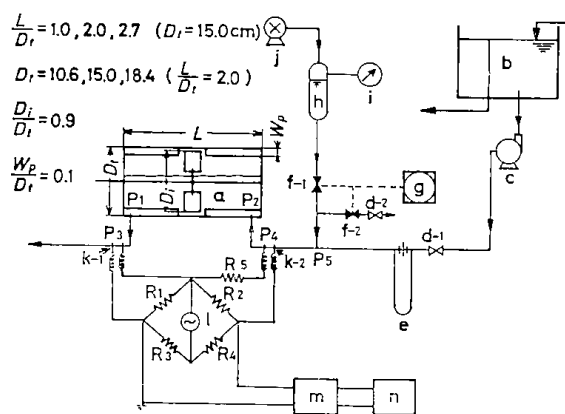
1. 実験装置および実験方法

実験装置の概要を Fig. 1 に示した。2枚および4枚羽根タービン翼を攪拌軸中央部に1個取りつけた邪魔板つき横型攪拌槽を用いた。その形状、代表寸法は、装置構成図中に概要を示したが、前報¹⁻⁶⁾と同じである。

本実験では、液側のみを流通系としている。KCl 水溶液 (約 1.0 mol/l) をトレーサーとして用い、 δ -応答法により槽内液の混合特性を測定した。トレーサータンク h に空気圧 (約 0.5 ゲージ Kg/cm²) をかけ、電磁弁 f-1 をタイマー g により所定の時間 (約 0.1~0.2 sec) 開いて、トレーサーを液入口管中の P₅ 点に注入した。トレーサー注入終了直後、電磁弁 f-2 が開き、注入管内に残留するトレーサーを系外に排出した。排出流量は、バルブ d-2 により、攪拌槽への流量 u に対して十分小さくしている。

トレーサー濃度の時間的変化を、攪拌槽の入口および出口管の P₄ 点、および P₃ 点に取りつけた電極を 2 抵抗とするブリッジにより、電気抵抗の変化としてレコーダーに記録した。入口側の P₄ 点を通過するトレーサー濃度は、P₃ 点を通過するトレーサー濃度に比較して非常

に大きく、出口濃度測定に適当な感度で入口濃度を記録することが困難であるため、電極 k-2 と直列に可変抵抗 R₅ を接続し、トレーサーが P₄ 点を通過する時のペンの振れを適当な大きさにカットした。また、導管内におけるトレーサーの混合、および応答の遅れを小さくするため、図中の P₁ 点と P₃ 点、P₂ 点と P₅ 点間を短かくするとともに、管径を小さくしている。



a: Horizontal stirred vessel i: Pressure gauge
b: Head tank j: Compressor
c: Pump k: Conductivity cells
d: Control valve l: Bridge circuit
e: Orifice-flow meter m: Rectifier
f: Magnetic valve n: Recorder
g: Timer R: Resistance
h: Tracer tank

Fig. 1 Schematic diagram of experimental apparatus

2. 混合モデルと逆流比 β の算出

2.1 混合モデル

前報²⁾で詳述した回分槽の混合モデルの説明図を Fig. 2 a) に示した。すなわち、A₁ 状態¹⁾においては、図示のごとく、攪拌羽根によって区分された左右二つの完全混合槽間の液の移動 (交換) 速度 Q が全体の混合を支配すると仮定している。

回分槽における上述の混合モデルが流通系においても適用できるとすれば、Fig. 2 b) に示したとき、逆流量 u' を伴う 2 段の完全混合槽列モデル^{8,10)} (逆混合モデル⁹⁾) となる。すなわち、槽への流入流量 u が、攪拌羽根によって区分された左右の完全混合槽を直列に流れて、流出流量 u で排出される定常流れにおいて、第 2 槽

* <On Mixing Characteristics of Horizontal Stirred Vessel with Baffle Plates>

Received on September 3, 1973

化学工学協会新潟大会 (新潟, 1973 年 7 月 20 日) にて研究発表

** Koji Ando (正会員) Dept. of Chem. Eng., Muroran Inst. of Tech., Muroran, Japan

*** Takashi Fukuda (正会員) 北海道工業開発試験所 The Gov. Ind. Dev. Laboratory, Sapporo, Japan

**** Kazuo Endoh (正会員) 北海道大学 Hokkaido Univ., Sapporo, Japan

から第1槽へ逆流量 u' があり、また、第1槽から第2槽への流量は $u+u'$ となる。したがって、本装置の混合特性は

$$\beta \equiv \frac{u'}{u} \quad (1)$$

あるいは

$$r \equiv \frac{u'}{u+u'} = \frac{\beta}{1+\beta} \quad (2)$$

によって表すことができることになる。たとえば、滞留時間分布関数 $E(\phi)$ は次式のようになる。

$$E(\phi) = \sqrt{\frac{1+\beta}{\beta}} \cdot \{e^{-2(1+\beta-\sqrt{\beta(1+\beta)})\phi} - e^{-2(1+\beta+\sqrt{\beta(1+\beta)})\phi}\} \\ = \frac{1}{\sqrt{\gamma}} \cdot (e^{-\frac{2}{1+\sqrt{\gamma}}\phi} - e^{-\frac{2}{1-\sqrt{\gamma}}\phi}) \quad (3)$$

ただし、 $\phi(\equiv \theta/\theta_T)$ は無次元滞留時間、 $\theta_T(\equiv V_t/u)$ は平均滞留時間、 V_t は槽内全液量である。

2.2 逆流比 β の算出

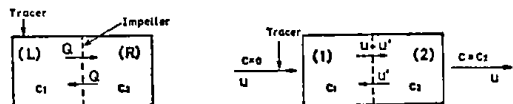
Fig. 3 に、実測の応答曲線データの一例を示した。トレーサーが入口側の検出端である P_4 点を通じた以降では、 P_4 点近傍の電気伝導度は十分小さく、したがって、レコーダーのペンの変位は、トレーサーが P_4 点を通過する微小時間を除いては、出口側 P_3 点近傍の濃度を示すことになる。ペンの振れと P_3 点のトレーサー濃度が比例するとし、応答曲線内の面積が1となるように縦軸の目盛を定めて、滞留時間分布関数 $E(\phi) \sim \phi$ 曲線として Fig. 4 に示した。データより、ペンの振れが最小値から最大値に至るに要する時間 θ_0 を求め、次式により、 $\phi_{E(\phi)\max}$ を算出した。

$$\phi_{E(\phi)\max} = \frac{\theta_0}{\theta_T} - \frac{V_r}{V_t} \quad (4)$$

V_r は Fig. 1 に示した P_1 点と P_3 点、および P_2 点と P_4 点間の管内容積である。すなわち、 V_r/V_t は流体が管内を通過するに要した平均無次元化時間に対応している。

この大きさの程度は、例示のデータの場合

$$\frac{V_r/V_t}{\theta_0/\theta_T} = \frac{(3.2 \text{ cm}^3)/(913 \text{ cm}^3)}{(4.8 \text{ sec})/(24.5 \text{ sec})} \doteq 0.02 \quad (5)$$



a) Model of mixing in batch horizontal stirred vessel b) Model of back-flow cell (consisting of 2 perfectly mixed cells divided by an impeller)

Fig. 2 Mixing model

となり、 θ_0/θ_T に比して大きな値ではない。例示のデータより槽径が大きくなれば、Eq. (5) の値はさらに小さくなる。

Cell 数 $N=2$ の逆混合モデルについての計算による、 $\phi_{E(\phi)\max}$ と β との関係⁸⁾ を用いて、上述 Eq. (4) により算出した実測の $\phi_{E(\phi)\max}$ に対する逆流比 β を求めた。

Fig. 3 に例示したデータについて、逆流比 β を上述の方法で求めると、 $\beta \doteq 2.5$ となる。計算により求めた $E(\phi) \sim \phi$ 曲線の $\beta=2.5$ についての値を、Fig. 4 にプロットして示したが、両者はほぼ一致している。このことから、横型攪拌槽内を流れる液の混合特性は、Fig. 2 b) に示したモデルで近似しうることを示している。

3. 逆流比 β と操作条件との関係

Figs. 5~7 に逆流比 β と供給液流量 u との関係を示した。それぞれの条件ごとに、 $\beta > 1.5$ の範囲では、 β と $1/u$ との比例関係が現れている。すなわち、この領域では、本モデルによって定義した逆流量 u' は、流量 u が変化しても一定と近似しうることを示している。

3.1 β と $1/u$ との関係に及ぼす羽根回転速度の影響

Fig. 5 は、攪拌羽根の回転速度 n のみを異にしている。同一 $1/u$ における β は、 n が増加するに従い増加している。すなわち、逆流量 u' は、羽根回転速度 n の増加とともに増加すると考えられる。

3.2 攪拌羽根数 n_b の影響

2枚および4枚羽根について示した Fig. 6 においては、4枚羽根の方が2枚羽根より大きく現れている。

3.3 槽長の影響

槽長 L と槽径 D_t との比の異なる槽についての β と $1/u$ との関係を Fig. 7 に示した。槽長比 L/D_t が変化しても、ほぼ同一の関係が現れている。したがって、逆流比 u' は、本実験範囲では、 L/D_t が変化しても、ほとんど変化しないと考えられる。

上述のごとく、連続操作の混合特性は、交換流量 Q あるいは逆流量 u' によって支配される。一方、回分槽の混合特性である混合時間 θ_M を、Fig. 2 a) のモデルによって解釈すれば、 Q あるいは u' によって支配されることになる。すなわち、連続操作の混合特性は、回分槽の混合時間を介して推定することが可能であり、混合特性は、回分槽の混合時間を規定する操作条件と関係づけられることになる。

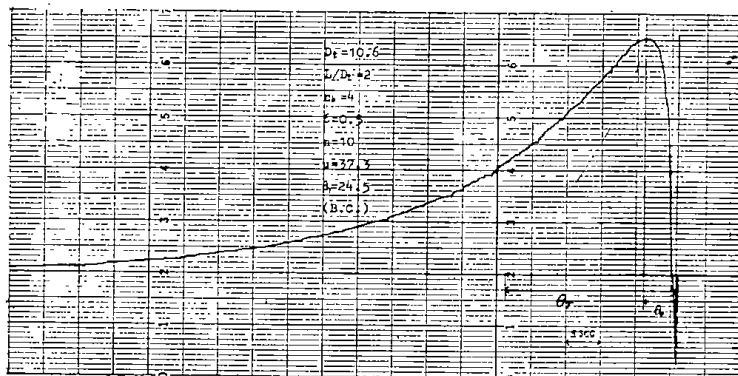


Fig. 3 Typical data for response curve of concentration

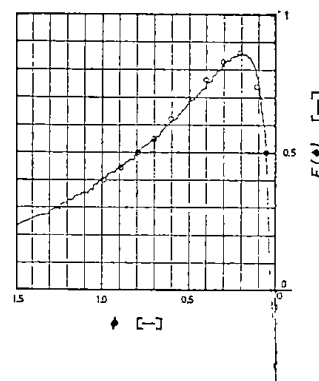
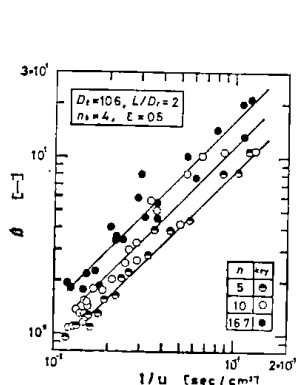
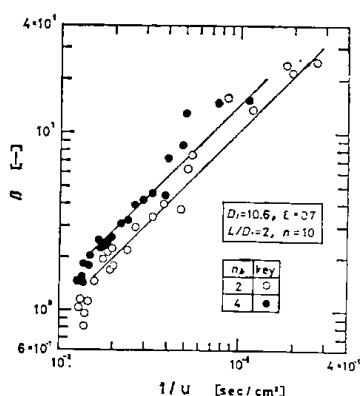
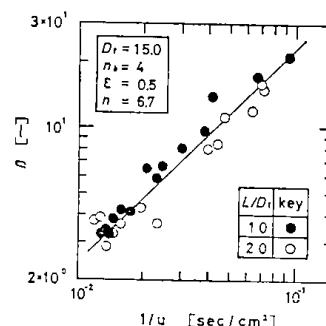
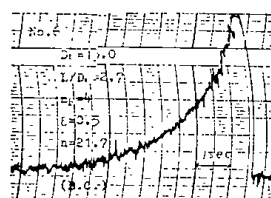
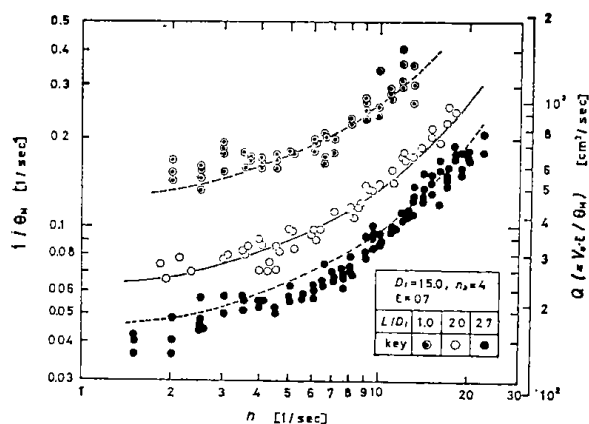
Fig. 4 Comparison of calculated $E(\phi)$ -curve for $\beta=2.5$ with experimental results for $L/D_t=2$, $D_t=10.6$ cm, $\epsilon=0.5$, $n_s=4$, $n=10$ rps, $u=32.3$ cm³/sec, ($\beta=2.5$) in Fig. 3Fig. 5 Effect of n on the relation between β and $1/u$ Fig. 6 Effect of n_s on the relation between β and $1/u$ Fig. 7 Effect of L/D_t on the relation between β and $1/u$ 

Fig. 8 Typical data of concentration response in batch mixing

Fig. 9 Relation between $1/\theta_M$ and n

4. 混合時間 θ_M と交換流量 Q

4.1 混合時間の定義および交換流量との関係

回分槽の混合時間 θ_M の測定法は前報²⁾と同じである。すなわち、Fig. 2 a) に示した槽両端面近傍の下部 P_1 , P_2 点にそれぞれ電極を配置し、各電極間の液電気抵抗をブリッジ回路の 2 抵抗とし、 P_1 点上部に加えたトレーサーとしての KCl 水溶液濃度の時間的変動による液電気抵抗の変化をペン書きオシログラフに記録した。Fig. 8 にペンの振れと混合時間の関係の代表例を示した。邪魔板のない場合²⁾と同様、ペンの変位は時間 θ とともにほぼ指数関数的に減少する。この指数関係から緩和時間を求め τ とおけば、Fig. 2 a) の P_1 , P_2 点の濃度差 $(c_1 - c_2)$ は、

$$c_1 - c_2 = K_1 e^{-\theta/\tau} \quad (6)$$

で十分近似される。本実験では、98% 平衡に至るに要する時間 4τ をもって混合時間 θ_M と定義した。

Eq. (6) の指数関係を、Fig. 2 a) のモデルによって検討し、混合過程から定義される交換流量 Q を算出した。すなわち、槽内の液体を、攪拌羽根を過る垂直面で左右に二分し、各槽 L , R では循環流による混合が完全混合として近似できるものと仮定し、二つの混合槽間の液の交換の流量 Q を次式 Eqs. (7), (8) によって定義

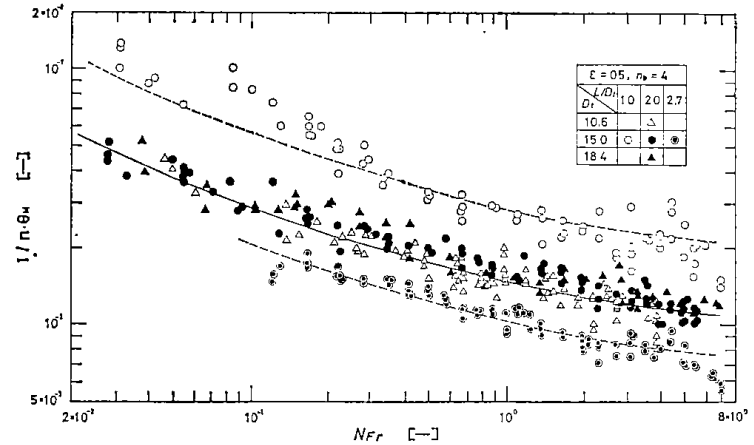


Fig. 10 Relation between $1/n\theta_M$ and N_{Fr} for various D_t and L/D_t

する。以上の仮定に従い、各槽ごとにトレーサ濃度について物質収支をとると

$$\text{L槽について } \frac{V_L}{2} \cdot \frac{dc_1}{d\theta} = Q(c_2 - c_1) \quad (7)$$

$$\text{R槽について } \frac{V_L}{2} \cdot \frac{dc_2}{d\theta} = Q(c_1 - c_2) \quad (8)$$

$\theta=0$ において $c_1=1, c_2=0$ で解くと

$$c_1 - c_2 = \exp\left(-\frac{4Q}{V_L} \cdot \theta\right) \quad (9)$$

Eqs. (6), (9) より Q と緩和時間 τ 、混合時間 θ_M とは次のような関係をもつことになる。

$$\tau = \frac{V_L}{4Q} = \frac{V_{0\varepsilon}}{4Q} \quad (10)$$

あるいは

$$\theta_M = \frac{V_L}{Q} = \frac{V_{0\varepsilon}}{Q} \quad (11)$$

4・2 混合時間と操作条件の関係

邪魔板つき槽についての混合時間の逆数 $1/\theta_M$ と羽根回転速度 n との関係を Fig. 9 に示した。同図右側には、 θ_M と Q との関係式 Eq. (11) により、縦軸 $1/\theta_M$ のかわりに Q の目盛を、 $L/D_t=2$ の槽について示している。本実験と同一の装置によって得られた邪魔板のない場合の混合時間²⁾は、A 状態においては、回転速度の小さい領域では邪魔板のある場合の混合時間とはほぼ一致する。しかし、 $A_1 \cdot A_2$ 転移点¹⁾に対応する回転速度を越えれば、 $1/\theta_M$ は一定値に近づく傾向を示している。邪魔板のある本実験の場合は、回転速度 n の増大に伴って $1/\theta_M$ がそのまま増大している。すなわち、邪魔板の影響は、邪魔板のない場合の $A_1 \cdot A_2$ 転移点より大きい横軸の範囲で主として現れるといった所要動力、ガス吸収速度について認められた影響^{4,5)}と同種の影響が、混合時間についても認められる。

無次元混合速度 $(n\theta_M)^{-1}$ を、槽内流動状態を規定する¹⁾フルード数 $N_{Fr} (D_t n^2/g)$ の関数として Fig. 10 に示した。同図中実線に対応するデータは、装置規模の異なる3種の槽についての測定値を含んでいるが、ほぼ同一の相関関係が現れている。

Figs. (9), (10) 両図中の破線は、 $L/D_t=2$ についての実験的相関を示す実線を基準として、縦軸の読みを $2/1$ 倍および $2/2.7$ 倍したものを示している。 $L/D_t=1$ および 2.7 に関するデータは、それぞれの破線にそって散乱しており、 $1/\theta_M$ および $(n\theta_M)^{-1}$ が L/D_t に逆比例することを示している。

4・3 無次元混合速度 $(n\theta_M)^{-1}$ と動力数 N_P の関係

縦型搅拌槽の搅拌羽根のポンプ作用⁷⁾については、羽根による搅拌動力 P は、液吐出流量 q と吐出圧力 p との積とおき

$$Pg_c \propto qp \quad (12)$$

$$p \propto \rho (nD_t)^2 \quad (13)$$

と扱われている。

本報の対象とする横型搅拌槽では、本実験範囲では動力数 N_P はフルード数の関数として与えられ^{1,11)}、搅拌羽根に作用する流体抗力は縦型搅拌槽内の搅拌動力とは内容を異にしている。しかしながら、消費動力の一部が縦型におけると同様にポンプ作用に費やされるとすれば、Eqs. (12), (13) の関係を仮定して、 q の関数形が推定できることになる。ここで、縦型搅拌槽に関する吐出流量 q についての関係が、本装置における交換流量 Q についても成立するものと仮定し

$$Q \propto q \quad (14)$$

とおけば、Eqs. (12), (13), (14) より Eq. (11) は次式で表される。

$$\frac{1}{\theta_M} \propto \frac{n}{(L/D_t)} \cdot \frac{Pg_c}{\rho n^3 D_t^5} \cdot \frac{1}{\varepsilon} \propto \frac{n}{(L/D_t)} \cdot \frac{N_P}{\varepsilon} \quad (15)$$

ただし

$$V_0 = \frac{\pi}{4} D_t^2 L \propto D_t^3 (L/D_t) \quad (16)$$

$$D_t/D_i = 0.9 \quad (17)$$

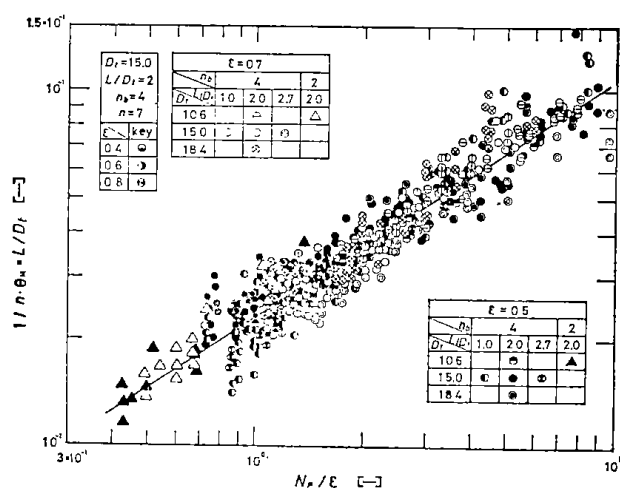
すなわち

$$\frac{1}{n\theta_M} \cdot \frac{L}{D_t} \propto \frac{N_P}{\varepsilon} \quad (18)$$

上式中の比例定数は、フルード数および液量率によって変化すると考えられる。Eq. (18) の関係より、 $(n\theta_M)^{-1} \times (L/D_t)$ と N_P/ε との相関を試みたのが Fig. 11 であ

Table 1 Estimated values of $1/\theta_M$ calculated by Eq. (19)

No.	D_t [cm]	L/D_t [-]	ε [-]	n [sec ⁻¹]	$1/\theta_M$ [sec ⁻¹]	
					$n_b=4$	$n_b=2$
1	15.0	1	0.5	6.7	0.22 ₅	
2	15.0	2	0.5	6.7	0.11 ₅	
3	10.6	2	0.5	5.0	0.10 ₅	0.071
4	10.6	2	0.5	10.0	0.13 ₅	0.090
5	10.6	2	0.5	16.7	0.18	0.12
6	10.6	2	0.5	23.3	0.22	0.15
7	10.6	2	0.7	5.0	0.085	0.060
8	10.6	2	0.7	10.0	0.12 ₅	0.090
9	10.6	2	0.7	16.7	0.20	0.13
10	10.6	2	0.7	23.1	0.26	0.17

Fig. 11 Experimental correlation between $(n\theta_M)^{-1} \times (L/D_t)$ and N_P/ε

る。装置規模の影響は直接には現れず、比較的広い流量率の範囲を含んで同一の相関関係が現れている。前報²⁾においては、邪魔板のない槽のA状態について、流量率の影響を考慮せずに、無次元混合速度 $(n\theta_M)^{-1}$ と動力数 N_P との実験的相関を示した。上記 Eq. (18) によって前報のデータを再整理すれば、邪魔板つき槽に関する Fig. 11 とほぼ同等の相関が得られるが、データの散乱は少なくはない。Fig. 11 より次式を得る。

$$\frac{1}{n\theta_M} \cdot \frac{L}{D_t} = 2.3 \times 10^{-2} \left(\frac{N_P}{\varepsilon} \right)^{0.7} \quad (19)$$

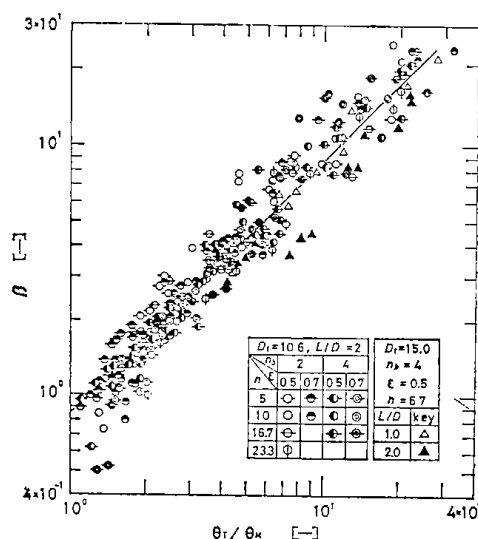
上述の結果から、混合時間は所要動力を介して推定可能となり、Eq. (11) を考慮すれば、交換流量 Q もまた所要動力を介して推定可能となる。

5. 逆流比 β と混合時間 θ_M との関係

Fig. 2 に示した回分槽の混合モデルに関する交換流量 Q と流系操作についての混合モデルに関する逆流流量 u' とが等しいと仮定すると、逆流比 $\beta (=u'/u)$ と平均滞留時間 $\theta_T (=V_t/u)$ 、混合時間 θ_M の3者間に、Eq. (11) を介して、下記の関係が成立する。

$$\beta = \frac{\theta_T}{\theta_M} \quad (20)$$

Fig. 12 は、異なる流量率 ε 、羽根数 n_b を含め、 β と θ_T/θ_M との実験的相関を試みたものである。用いた θ_M

Fig. 12 Experimental correlation between β and θ_T/θ_M

の値は、前述 Eq. (19) による計算値であり、Table 1 に示した。データの散乱は小さくはないが、 $\beta > 1.5$ では、装置規模、槽長比の影響は直接には現れず、 β は θ_T/θ_M に比例することが認められる。 θ_T/θ_M が1に近づくとき、 $\beta > 1.5$ に関する相関線よりも小さな値のデータが現れる傾向が見られる。これは、撹拌羽根の吐出による逆流流量 u' が、系内の流れによって、系内の流れ方向に押し戻され、上述 $u'=Q$ の仮定が成立しなくなるためと考えられる。 u が u' に影響を与えはじめる条件は、 $u \approx u'$ 、すなわち $\beta (=u'/u) \approx 1$ 近傍と考えられ、Fig. 12 においては、 $\beta \approx 1.5$ で影響が現れはじめています。同図より下記の実験式を得る。

$$\beta = K_2 \left(\frac{\theta_T}{\theta_M} \right)^\alpha \quad (21)$$

$$\alpha \approx 1.0, K_2 \approx 0.85 \quad \text{ただし } \beta > 1.5$$

$$: D_t = 10.6 \sim 15.0, L/D_t = 1 \sim 2, \varepsilon = 0.5 \sim 0.7$$

$$n_b = 2 \sim 4, \theta_T/\theta_M \approx 1.8 \sim 30$$

θ_T/θ_M が著しく大きくなると、Eq. (4) および Fig. 3 の θ_0 は著しく小さくなり、データの解析に誤差が大きくなる。したがって、 θ_T/θ_M の非常に大きい領域については、 β と θ_T/θ_M との関係を精度よく実験的に求めることは、本実験方法では困難であり、Eq. (21) は θ_T/θ_M の限られた範囲について実験的に確かめられている。しかし、逆流比 γ と θ_T/θ_M との関係は、上述の結果から

$$\gamma \equiv \frac{\beta}{1+\beta} = \frac{0.85(\theta_T/\theta_M)}{1+0.85(\theta_T/\theta_M)} \quad (22)$$

と近似でき、 θ_T/θ_M の大きい領域では、逆流比 γ は完全混合を示す $\gamma=1$ に漸近すると考えられる。本実験範囲である $\theta_T/\theta_M=30$ において、すでに $\gamma \approx 0.96$ であり、 θ_T/θ_M がさらに大きい領域においては、ほぼ完全混合と近似しうると考えられる。

以上の結果から、逆流比 β は混合時間 θ_M を介して推定可能となり、Eq. (19) として示した混合時間と動力

数 N_P との関係を考えるれば、 β は次式のごとく N_P を介して推定ができることとなる。

$$\beta = 2.0 \times 10^{-2} \frac{n\theta_T}{(L/D_i)} \left(\frac{N_P}{\epsilon} \right)^{0.7} \quad (23)$$

結 言

邪魔板つき横型攪拌槽を流通系で操作し、槽内液の混合特性を δ -応答法により測定し、下記結果を得た。

1) 横型攪拌槽の液混合特性は、攪拌羽根によって区分された左右の槽それぞれを、完全混合セルとする2段逆混合モデルではば表現できる。

2) 逆流比 $\beta (=u'/u)$ は、Figs. 5, 6, 7 に示したごとく、 $1/u$ に比例する。 u が等しければ、槽長比 L/D_i が変化してもほぼ一定であるが、攪拌羽根の回転速度、羽根数の増加とともに増大する。

3) 逆流比 β と混合時間 θ_M 、平均滞留時間 θ_T との間に、Eq. (21) が成立する。したがって、 β は回分系で得られる θ_M を介して推定可能である。

4) 無次元混合速度 $(n\theta_M)^{-1}$ と動力数 N_P 、液量率 ϵ との間に Eq. (19) が成立し、したがって、逆流比 β は Eq. (23) のごとく、所要動力 P を介して推定できる。

[謝 辞] 実験に協力された村守俊昭、小笠原進、伊坂晴紀、白岩隆夫の各氏に謝意を表します。

Nomenclature

c	= concentration of tracer	[mol/cm ³]
c_1	= concentration of KCl solution in left vessel	[mol/cm ³]
c_2	= concentration of KCl solution in right vessel	[mol/cm ³]
D_i	= diameter of impeller	[cm]
D_t	= diameter of vessel	[cm]
$E(\phi)$	= distribution function for residence time	[—]
$E(\phi)_{\max}$	= peak value of the impulse response, $E(\phi)$	[—]
g	= acceleration of gravity	[cm/sec ²]
L	= length of vessel	[cm]
N_{Fr}	= Froude number $(=n^2D_i/g)$	[—]

On Mixing Characteristics of Horizontal Stirred Vessel with Baffle Plates, Koji Ando (Muroran Inst. of Tech.), Takashi Fukuda (The Gov. Ind. Development Laboratory) and Kazuo Endoh (Hokkaido Univ.)

Kagaku Kōgaku, 38, 460~465 (1974)

Experiments were performed in the horizontal stirred vessel with baffle plates. Studies were made of the mixing of liquid in the vessel by the δ -response method.

Results obtained were:

1) The mixing characteristics may be expressed by the model of back-flow cell (consisting of 2 perfectly mixed cells divided by an impeller)

2) The back-flow ratio $\beta (=u'/u; u'$ is the reverse flow and u is the volumetric feed rate) increased in

N_P	= Power number $= (Pgc/n^3D_i^5)$	[—]
N	= number of perfectly mixed cells in system	[—]
n	= rotational speed of impeller	[1/sec]
n_b	= number of blades	[—]
P	= power consumption	[G·cm/sec]
Q	= exchange rate of liquid	[cm ³ /sec]
q	= discharge rate of liquid from impeller	[cm ³ /sec]
u	= volumetric flow rate	[cm ³ /sec]
u'	= backflow rate from one cell to another upstream	[cm ³ /sec]
V_o	= volume of vessel	[cm ³]
V_l	= volume of liquid in vessel	[cm ³]
γ	= back flow ratio $(=u'/u+u')$	[—]
ϵ	= ratio of volume of liquid to volume of vessel (V_l/V_o)	[—]
θ	= time	[sec]
θ_o	= time when the concentration of tracer flowing out of the vessel is peak value	[—]
θ_M	= time for sufficient mixing	[sec]
θ_T	= mean residence time of liquid	[sec]
τ	= relaxation time of mixing	[sec]
ϕ	= dimensionless time θ/θ_T	[—]
$\phi_{E(\phi)\max}$	= dimensionless time θ_o/θ_T	[—]

Literature cited

- 1) Ando, K., H. Hara and K. Endoh: *Kagaku Kōgaku*, **35**, 466 (1971)
- 2) Ando, K., H. Hara and K. Endoh: *ibid.*, **35**, 806 (1971)
- 3) Ando, K., H. Hara and K. Endoh: *ibid.*, **35**, 1379 (1971)
- 4) Ando, K., H. Tabo and K. Endoh: *J. Chem. Eng. Japan*, **5**, 193 (1972)
- 5) Ando, K. and K. Endoh: *Kagaku Kōgaku*, **36**, 1151 (1972)
- 6) Ando, K. and K. Endoh: *ibid.*, **37**, 528 (1973)
- 7) Fujita, G. and H. Tohata: "Chemical Engineering", Vol. II, p. 120, Kagakudōjin (1964)
- 8) Kats, M.B. and L.S. Genin: *Khim. Prom.*, **42**, 5055 (1966); *Int. Chem. Eng.*, **7**, 246 (1967)
- 9) Miyauchi, T.: "Subsequent New Lecture on Chem. Eng.", Vol. 14, p. 17, Nikkankogyo (1960)
- 10) Roemer, H. and L.D. Durbin: *Ind. Eng. Chem., Fundamentals*, **6**, 120 (1967)
- 11) Tamaki, Y. and S. Ito: *Kagaku Kōgaku*, **37**, 725 (1973)
- 12) Tamaki, Y., E. Harada, H. Okazaki and S. Ito: Preprints of the Niigata Meeting of the Soc. of Chem. Engrs., Japan, B-26, Niigata (1973)

proportion to $1/u$. The value of proportional constant was held constant to different length ratio L/D_i (ratio of length of vessel L to diameter of the vessel D_i) and increased with rotational speed of impeller and number of blades

3) The relation between β and θ_T/θ_M was expressed as follows:

$$\beta = 0.85\theta_T/\theta_M$$

where θ_T is the mean holding time, θ_M is the mixing time. θ_M is estimated by the following relation:

$$(n\theta_M)^{-1}(L/D_i) = 2.3 \times 10^{-2}(N_P/\epsilon)^{0.7}$$

where N_P is Power number and ϵ is the ratio of liquid to the volume of the vessel. From the above relation, we can estimate the mixing characteristics β from N_P .

横型攪拌槽の諸特性に及ぼす2翼の間隔の影響

安藤 公二・福田 隆至
佐藤 光二・遠藤 一夫

室蘭工業大学 化学工学科
北海道工業開発試験所

前報⁶⁾では、邪魔板つき横型攪拌槽の単位容積あたりのガス吸収能力が、槽長の減少に伴い増加することを示した。したがって、実用装置としては比較的槽長の大きい槽を用い、多段翼による操作が有効と考えられ、単段翼について得られた既往の知見¹⁻⁸⁾と、多段翼についての特性との関連を評価する実験的検討が課題として残されている。

本報は、この課題に近づくための基礎的実験の一部であり、2段の攪拌翼を用い翼相互の間隔を変化させ、単段翼に関する動力、ガス吸収速度が、どのような条件下で加算された量として現れるかを検討している。

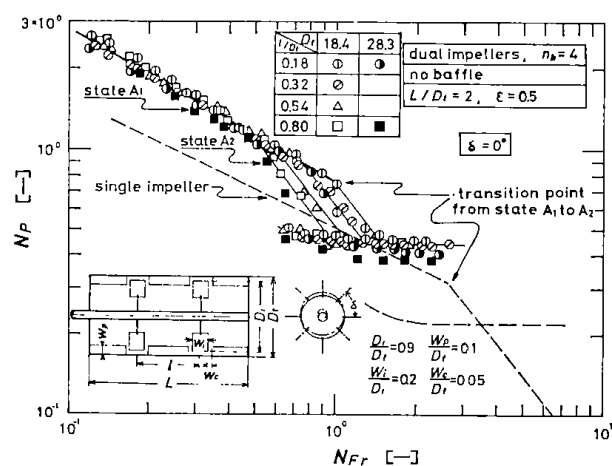


Fig. 1 Effect of l/D_t on relation between N_P and N_{Fr} ($\delta=0^\circ$)

実験装置および実験方法

直径 $D_t=15.0, 18.4, 28.3$ cm の幾何学的相似槽および槽長 L と槽径の比の異なる槽について実験を行っ

た。その各部寸法比を Fig. 1 に示した。装置の構成は前報¹⁻⁶⁾と同様である。槽中心軸の中央部に対して対称な位置に、前報¹⁻⁶⁾と同様な寸法比を有する4枚羽根 ($n_s=4$) の攪拌翼を2個取りつけ、その相互間隔 l を変化させている。邪魔板間隔の寸法比 W_c/D_t は l によらず一定に保った。

2翼の羽根の相対的なずれ角度 δ を $0^\circ, 45^\circ$ とし、それぞれについて実験を行った。 $\delta=0^\circ$ の場合、2翼が接すれば、羽根幅が2倍の単段翼に一致することになる。また、 $\delta=45^\circ, l=0$ の場合、羽根数が8枚の単段翼を用いた。消費動力およびガス吸収速度の測定法は、前報^{1,3)}と同じである。

邪魔板をとりつけぬ槽における翼間隔の影響

所要動力に及ぼす影響 翼間隔比 l/D_t をパラメータとして、 $\delta=0^\circ$ について、その動力数 N_P とフルード数 N_{Fr} との関係を、Fig. 1 に示した。図中に破線で示したが、単段翼について得られた著者らの既往の結果¹⁾と同様な傾向が認められ、装置規模の影響は現れていない。 l/D_t の影響は、前報¹⁾で定義した $A_1 \cdot A_2$ 転移点の変動としてのみ現れ、太線で示した A_1 状態では、 l/D_t の影響は現れていない。 $\delta=45^\circ$ においてもほぼ同様な傾向を示した。

Fig. 2 に、 A_1 状態における N_P ($N_{Fr}=0.3$) と l/D_t

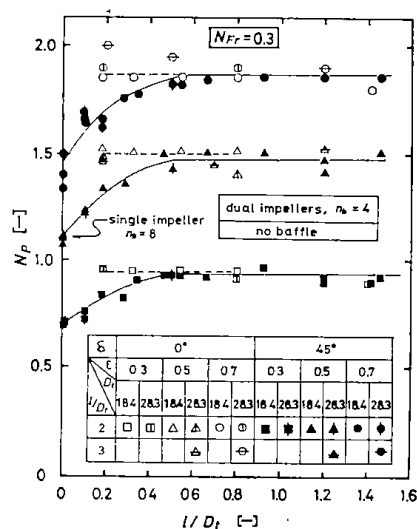


Fig. 2 Relation between l/D_t and N_P ($N_{Fr}=0.3$)

* <Effect of Distance between Two Impellers on Various Characteristics of Horizontal Stirred Vessel>
Received on October 29, 1973

化学工学協会第38年会(東京, 1973年4月3日)にて発表

** Koji Ando (正会員) Dept. of Chem. Eng., Muroran Inst. of Tech., Muroran, Japan

*** Takashi Fukuda (正会員) and Koji Sato The Gov. Ind. Development Laboratory, Hokkaido, Sapporo, Japan

**** Kazuo Endoh (正会員) 北海道大学工学部 合成化学科 Dept. of Chem. Eng., Hokkaido Univ., Sapporo, Japan

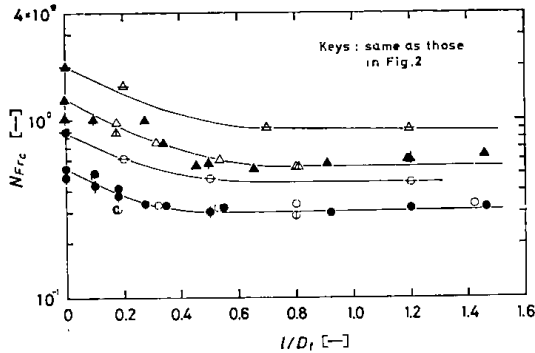


Fig. 3 Relation between l/D_t and N_{Fr} corresponding to the transition point from state A_1 to A_2

との関係を、異なる液量率 ϵ について示した。各液量率とも、 $\delta=0^\circ$ の場合は、 l/D_t の影響は現れていない。 $\delta=45^\circ$ の場合は、 l/D_t の増加とともに N_P が増加し、ある値に近接する。この値、すなわち N_P の上限値は、 $\delta=0$ について得られた N_P の値に一致する。したがって、2翼の羽根の相対角度 δ を変えた場合、 N_P の上限値は、 δ によらず、 $\delta=0^\circ$ の場合の値を示すことが推定される。

$A_1 \cdot A_2$ 転移条件に及ぼす影響 流動状態の変化を代表する量と考えられる $A_1 \cdot A_2$ 転移点に対するフルード数 N_{Fr} が、 l/D_t の影響を受けぬ条件下では、2翼の相互作用が無視しうるものと考え、Fig. 3に、 $A_1 \cdot A_2$ 転移点におけるフルード数 N_{Fr} と l/D_t との関係を示した。同図より、2翼の羽根の相対角度 δ 、液量率 ϵ および槽長比 L/D_t が異なっても、 $l/D_t > 0.5$ においては、 N_{Fr} に及ぼす l/D_t の影響はほとんど現れていない。前述 Fig. 2においても、 $l/D_t > 0.5$ では、 N_P は l/D_t によらずほぼ同一の値を示している。したがって、 $l/D_t > 0.5$ においては δ によらず、翼間隔が異なってもほぼ同一の特性を示すと仮定できよう。

$l/D_t > 0.5$ におけるガス吸収速度 Fig. 4は、 $l/D_t > 0.5$ の条件、 $l/D_t = 0.6$ について、総括吸収容量係数 K_{Ga} と N_{Fr} の関係を、主として A 状態について示している。各液量率について、単段翼の場合と同様な挙動を示している。すなわち、 A_1 状態では、液量率が異なっても、ほぼ同一の相関関係が現れている。図中破線で代表例として示したが、 $\epsilon=0.6$ についての単段翼のデータは、 A_1 状態では、2段翼の約 $1/2$ の値を示している。すなわち、 A_1 状態では、単段翼を用いた場合の物質移動量を加算した値として近似することができる。しかし、邪魔板のない条件では、2段翼の $A_1 \cdot A_2$ 転移点は、単段翼よりも N_{Fr} が小さな値で現れ、 A_1 状態を実用操作範囲とすれば、2段翼は単段翼よりも A_1 状態内部での上限回転速度は低下することになる。

邪魔板条件の場合

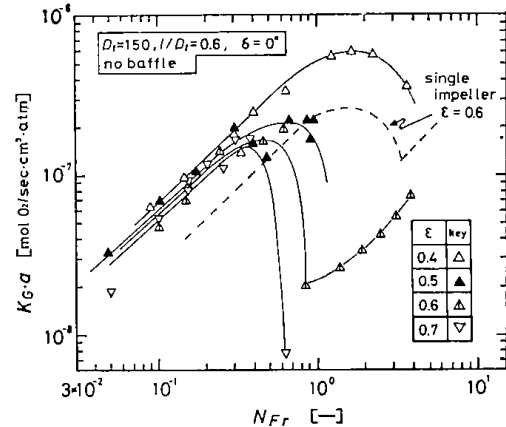


Fig. 4 Correlation of K_{Ga} with N_{Fr}

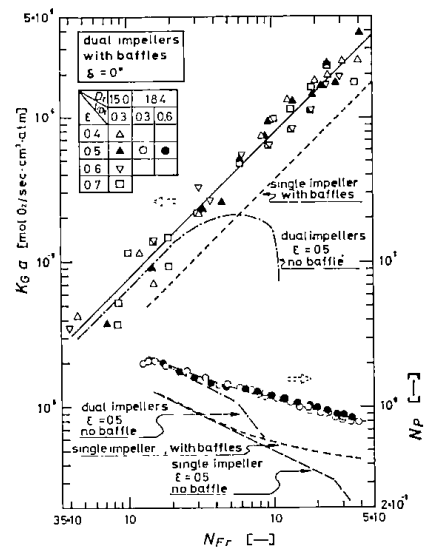


Fig. 5 Correlation of N_{Fr} against N_P and K_{Ga}

前報^{4,5)}において、邪魔板のある条件では、ない場合について定義した $A_1 \cdot A_2$ 転移点が現れず、大きいフルード数の範囲まで、邪魔板のない場合の A_1 状態がそのまま延長されることを示した。2段翼について、同様な挙動を確認したのが Fig. 5である。同図中の破線は、同一条件の単段翼について得られた値を示しているが、2段翼ではその値のほぼ2倍をとることが推定され、 N_P , K_{Ga} ともにその傾向をよく表している。

以上の結果より、多段化された横型攪拌槽が、攪拌翼相互の間隔をもって区切られた単段の攪拌槽の集合体として近似できると仮定すれば、単段槽において、総括吸収容量係数 K_{Ga} が槽長比 L/D_t の減少に反比例して増加する前報⁶⁾ の関係が保たれる最小の槽長比 $(L/D_t)_c$ の値は、2段翼が単段の加算した値として近似しうる翼間隔 $(l/D_t)_c$ にほぼ等しいことになる。本実験装置については、上述のごとく、 $(l/D_t)_c \approx 0.5$ である。したがって、 $L/D_t = 0.5 \sim 2.7$ の単段槽についての前報⁶⁾ の実験は、 $(L/D_t)_c$ よりも大きい L/D_t の領域について行われ

たこととなる。

Nomenclature

D_t	= diameter of vessel	[cm]
L	= length of vessel	[cm]
l	= distance between impellers	[cm]
N_{Fr}	= Froude number	[—]
N_P	= power number	[—]
n_b	= number of blades	[—]
δ	= angle of blade of impeller to another impeller	[—]

Effect of Distance between Two Impellers on Various Characteristics of Horizontal Stirred Vessel, Koji Ando (Muroran Inst. of Tech.), Takashi Fukuda, Koji Sato (Govt. Ind. Dev. Laboratory, Hokkaido) and Kazuo Endoh (Hokkaido Univ.) *Kagaku Kōgaku*, 38, 540~542 (1974)

Studies were made of the power consumption and the absorption rate of gas in a horizontal stirred vessel with two impellers. The experimental results were compared with those obtained for a vessel with one impeller, reported previously.

Under the condition that distance ratio l/D_t (ratio of distance between impellers l to diameter of vessel D_t) is larger than 0.5, value of N_P , $K_G a$ for two impellers is about twice that for one impeller obtained in state A_1 and baffled state.

Literature cited

- 1) Ando, K., H. Hara and K. Endoh: *Kagaku Kōgaku*, 35, 466 (1971)
- 2) Ando, K., H. Hara and K. Endoh: *ibid.*, 35, 806 (1971)
- 3) Ando, K., H. Hara and K. Endoh: *ibid.*, 35, 1379 (1971)
- 4) Ando, K., H. Tabo and K. Endoh: *J. Chem. Eng. Japan*, 5, 193 (1972)
- 5) Ando, K. and K. Endoh: *Kagaku Kōgaku*, 36, 1151 (1972)
- 6) Ando, K. and K. Endoh: *ibid.*, 37, 528 (1973)
- 7) Tamaki, Y. and S. Ito: *Kagaku Kōgaku*, 37, 725 (1973)
- 8) Tamaki, Y., E. Harada, H. Okazaki and S. Ito: Preprints of Niigata Meeting of The Soc. of Chem. Eng., Japan, B-26, Niigata (1973)

[化学工学, 38, p.540~542(1974)]

横型攪拌槽の連続操作法に関する研究

福田 隆至*・井戸川 清*
佐藤 光二*・安藤 公二

Studies on the Method of Continuous Operation in a Horizontal Stirred Vessel

Takashi Fukuda*, Kiyoshi Idogawa*, Koji Satoh*
and Koji Ando

Abstract

Experiments were conducted on the pressure drop of the gas flowing through the vessel, which was related to the stability of continuous flow of gas and liquid, and to the amount of entrainment in the exit gas, over wide range of the volumetric ratio of liquid in the vessel.

Results obtained were as follows:

By setting baffles in the vessel, the pressure drop was lowered markedly and it is proved that this equipment can be operated continuously in practical use. Also, some information on the improvement of the equipment design was obtained.

I. 緒 言

横型攪拌槽は、気・液接触能力が非常に大きく、さらに、槽内の通気ガス圧力損失が小さいこと、また、気体および液体のホールドアップの選択が比較的自由といったすぐれた特長を有しており、既存の気・液接触装置ではその適用に制限のあったような分野にも利用しうる装置として、開発が期待されている。

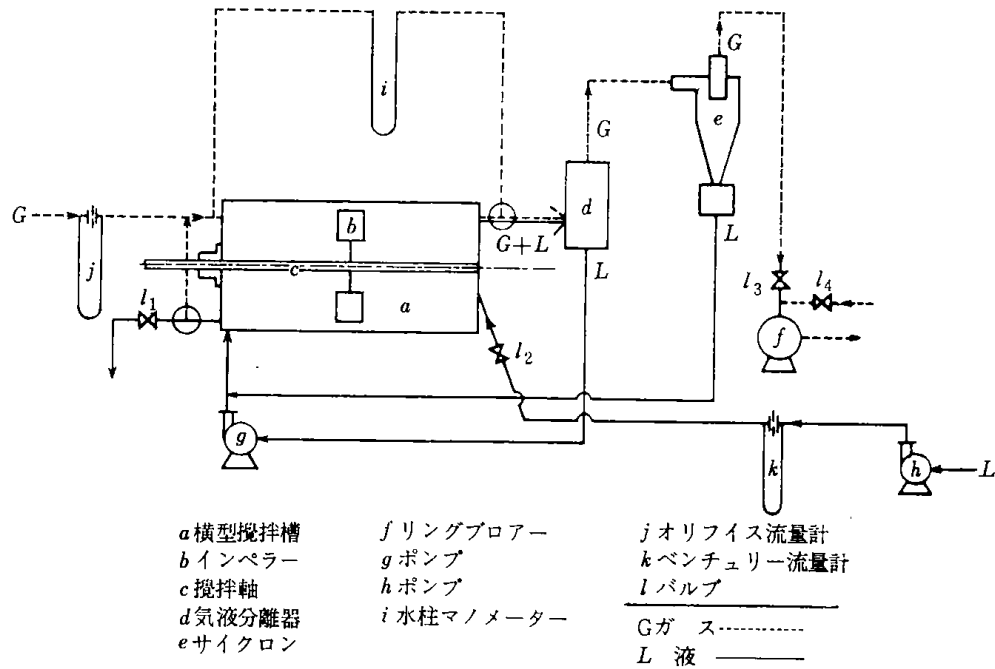
本装置の実用化実験に関しては、液ホールドアップ、すなわち槽内液量率の小さい領域について、3,000 r.p.m. に及ぶ高速回転を扱う Ganz ら^{1),2)}、および美坂ら³⁾の気・液連続操作による一連の研究がすでに報告されている。一方、筆者らの回分装置による実験結果^{4)~6)}は、横型攪拌槽の気・液接触能力が、液量率の増加とともに増大することを示している。したがって、高い液量率で、しかも気・液両相について連続式の安定した操作法の確立が、本装置を実用化する上できわめて重要である。

本研究は、横型攪拌槽の具体的な応用研究に先立ち、槽内液量率の広い範囲について、安

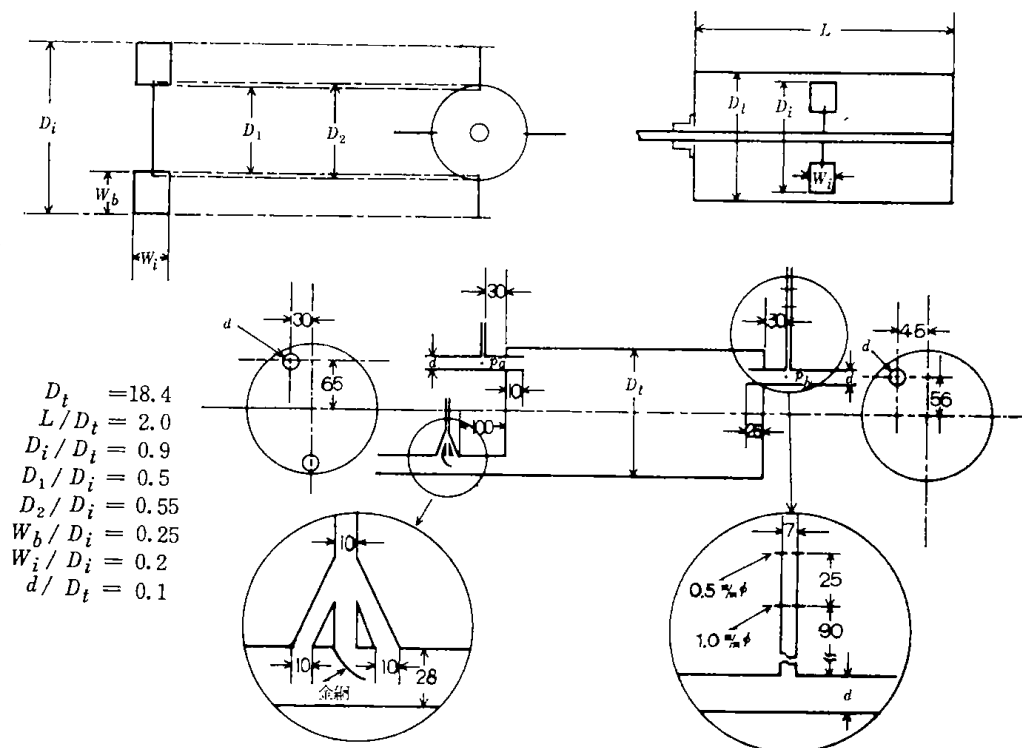
* 北海道工業開発試験所

* Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido, Sapporo, Japan.

定な連続運転の操作範囲を実験的に求め、さらに、槽内に邪魔板を取り付ける事により、安定な操作範囲の拡大を試みた。



図—1 実験装置の概要



図—2 横型攪拌槽への流体出入管部およびマンメーター取付部の詳細

II. 実験装置および実験方法

実験装置のフローシートを図-1に示した。横型攪拌槽本体 a および攪拌羽根 b はさきに、回分槽の実験に著者らが用いた幾何学的相似槽^{4)~6),8)}のうち、一番大型のものとほぼ同一寸法である。その形状、寸法の詳細を図-2に示した。通気時の槽内ガス圧力損失を、ガスの入口管上の P_a 点 (図-2 参照) と出口管上の P_b 点とに接続された差圧計 i により測定した。図-2には、 P_a 点および P_b 点近傍の詳細な寸法も示している。差圧計の液面の変動を小さくするため、同図に示したような穴あき仕切り板を導管に取りつけた。しかもなお差圧計の液面が変動する場合には、その平均値を目測で読みとった。気・液分離器 d へのガス入口高さを、槽のガス出口よりやや低くし、この間の液の滞留を出来るだけ少なくするようにした。

III. 実験結果

III-1 ガス連続系における槽内のガス圧力損失

本装置を気・液連続系で運転したところ、比較的液量率および攪拌羽根回転速度が小さい場合は、安定した運転が可能であった。しかし、液量率、羽根回転速度が大きくなるにしたがい、出口ガスに槽内液が同伴され、槽内のガス圧力損失 p (P_a , P_b 点の差圧) が増加、変動し、さらに、液流量の制御も困難となった。装置内のガス圧力損失の程度が、送風機の機種選定の見やすくなることは言うまでもないが、さらに本実験では、本装置の気・液連続操作の安定性および出口ガスによる槽内液同伴量にも関連する index として、槽内圧力損失を測定した。この場合、上記のような不安定状態においては、液量率を所定の値に保持する事がきわめて困難であったので、以下の実験ではすべて液側は回分式で行なった。

III-1-1 圧力損失と操作条件との関係

マノメーターの差圧の読み h と攪拌羽根回転速度 n との関係を、図-3に例示した。 h は、 n が等しい場合、見かけガス流速 u_G (槽断面積あたりの線速度) が大きいほど大きく現われている。 h と n との関係は、単純ではないが、異なる u_G について同様の傾向が現われている。すなわち、 h は $n=0$, 2.5 r.p.s. に於いて

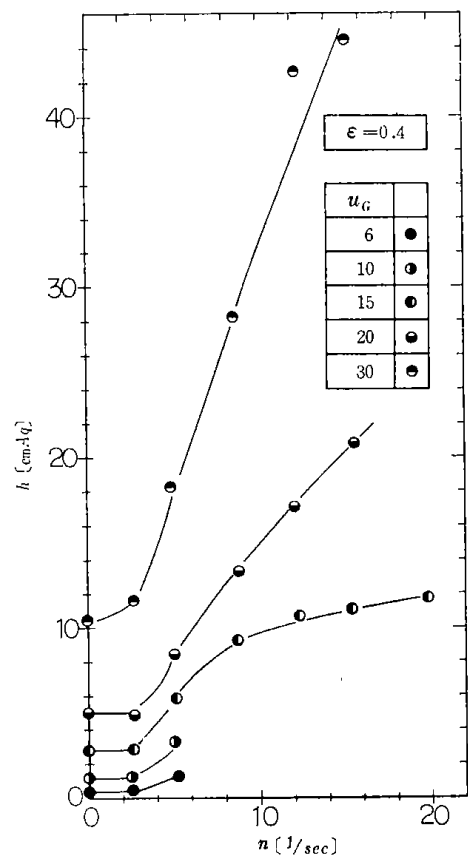


図-3 種々の u_G における h と n の関係 ($\epsilon=0.4$)

は、同一の u_G について、ほぼ同じ値を示している。
この領域では、図-1 に示した気・液分離器 d およびポンプ g は不用であり、安定した連続操作が可能であった。 n が 5 r.p.s. より大きい領域では、 h は n の増大にしたがい増大しているが、それぞれの u_G について、ある一定値に近づく傾向を示している。同様の傾向が、液同伴量についても、観察により認められた。

攪拌羽根が回転していない場合、すなわち $n=0$ における h と u_G との関係を、異なる液量率 ε を含め図-4 に示した。図より明らかなごとく、 h は ε には依存せず、 u_G に比例して増加している。すなわち、図-3 の $n=0 \sim 2.5$ r.p.s. に現われている h は、操作条件には無関係に、装置の形状によって定まる圧力損失に起因するものと考えられる。この種の圧力損失として考えられるものを列記して、Euler Number のオーダーを試算すると下記のごとくなる。

(1) 管路断面積の急激な拡大および収縮による圧力損失

図-5 に示したような装置について試算する。本実験装置の場合は、図-5 の装置と多少異なり、ガスの入口および出口

口管の位置が槽端面の中心より上部にある。また、液が槽内に入っている場合、ガスの通路は円ではなくなるが、計算結果のオーダーは、ほぼ等しいと考えられる。

(1-1) 断面積拡大の場合の圧力損失: p_{1-1}

$$p_{1-1} = \frac{(u_g - u_G)^2 \rho}{2g_c} = \frac{(1 - u_G/u_g)^2 u_g^2 \rho}{2g_c} \quad (1)$$

$$\frac{u_G}{u_g} = \frac{1/D_t^2}{1/d^2} \div 1 \times 10^{-2} \ll 1 \quad (\text{図-5 参照}) \quad (2)$$

$$\therefore \frac{p_{1-1} g_c}{\rho u_g^2} \div \frac{1}{2} \left(\frac{u_g}{u_G} \right)^2 \div 0.5 \times 10^4 \quad (3)$$

(1-2) 断面積収縮による圧力損失: p_{1-2}

$$p_{1-2} = \xi \frac{u_g^2 g}{2\rho_c} \quad (4)$$

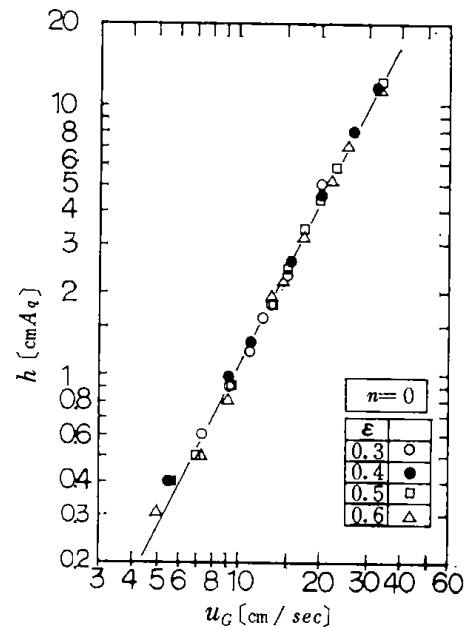
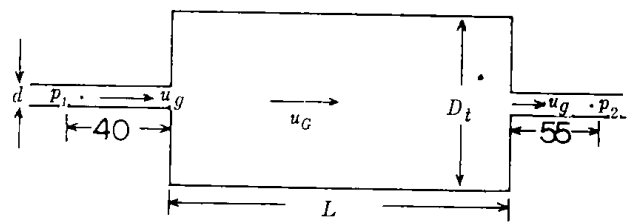


図-4 攪拌しない場合の h と u_G の関係



$$L = 2 \cdot D_t$$

$$D_t = 18.4 \text{ cm } \phi \quad d = 1.8 \text{ cm } \phi$$

図-5 圧力損失計算の基礎諸元

(38)

$$\xi^7) = 0.56 \quad (5)$$

$$\therefore \frac{p_{1-2} g_c}{\rho u_G^2} = 0.56 \cdot \frac{1}{2} \left(\frac{u_g}{u_G} \right)^2 \doteq 0.3 \times 10^4 \quad (6)$$

式(3), (6) より

$$\frac{p_1 g_c}{\rho u_G^2} = \frac{p_{1-1} g_c}{\rho u_G^2} + \frac{p_{1-2} g_c}{\rho u_G^2} \doteq 0.5 \times 10^4 + 0.3 \times 10^4 = 0.8 \times 10^4 \quad (7)$$

(2) 管内の摩擦損失: p_2

(2-1) 攪拌槽内の摩擦損失: p_{2-1}

$u_G = 10 \text{ cm/sec}$, $\varepsilon = 0.5$ に対応する面積の円管として計算すると

$$Re(D_i u_G \rho / \mu) \doteq 1300 \quad \therefore \text{層流として}$$

$$\frac{p_{2-1} g_c}{\rho u_G^2} = \frac{32 \mu L}{\rho D_i^2 u_G} \quad (8)$$

$$= \frac{(32)(180 \times 10^{-6} \text{ poise})(18.4 \times 2 \text{ cm})}{(1.29 \times 10^{-3} \text{ g/cm})(18.4 \text{ cm})^2 (10 \text{ cm/sec})} \doteq 5 \times 10^{-2} \quad (9')$$

(2-2) ガス入口管および出口管内の摩擦損失: p_{2-2}

$$Re(d u_G \rho / \mu) \doteq 13000 \quad \therefore \text{乱流として}$$

$$\frac{p_{2-2} g_c}{\rho u_G^2} = \frac{2 f L}{d} \cdot \left(\frac{u_g}{u_G} \right)^2 \quad (9)$$

$$= \frac{(2)(0.005)(4+5.5 \text{ cm})}{(1.8 \text{ cm})} \cdot (10^2) \doteq 0.05 \times 10^4 \quad (9')$$

一方, 図-4 より $p g_c / \rho u_G^2 \doteq 0.9 \times 10^4$ が得られる。この値は, 上記計算の(1)管路断面面積の急激な変化による圧力損失の計算結果を示す(7)式 $p_1 g_c / \rho u_G^2 = 0.8 \times 10^4$ の値とほぼ等しい。すなわち, 図-3 に現われている $n=0$ および 2.5 r.p.s. における h は, (1)の理由による圧力損失が主因であると考えられる。したがって, 槽入口管および出口管の管径ならびに槽との接続部の形状を改良する事により, これを小さく出来ると考えられる。

図-3 のたて軸の h を $p g_c / \rho u_G^2$ に換算し, 横軸の n を, 槽内の流動状態を規定する⁸⁾フルード数 $N_{Fr} (= n^2 D_i / g)$ に変換して, $p g_c / \rho u_G^2$ と N_{Fr} との関係として図-6 に示した。同図より明らかなごとく, $n=0, 2.5 \text{ r.p.s.}$ に対応するフルード数, $N_{Fr}=0, 0.1$ 以外の測定値についても, $p g_c / \rho u_G^2$ は u_G に無関係に N_{Fr} のみの関数として現われている。異なる流量率について, $p g_c / \rho u_G^2$ と N_{Fr} との関係を図-7 に示した。 N_{Fr} の増加とともに $p g_c / \rho u_G^2$ の増大する程度は, ε が増大するにしたがい急激に大きくなっている。 $N_{Fr}=0$ に対応するたて軸の値, すなわち $(p g_c / \rho u_G^2)_{N_{Fr}=0}$ を起点とした $p g_c / \rho u_G^2$ の値の大きさが, 気・液連続操作の困難さの程度を代表するとすれば, 流量率の増加と共に, また, N_{Fr} の増加とともに連続操作は困難となる。

回分系による本装置のガス吸収能力⁴⁾は, フルード数 N_{Fr} の増加とともに増大するが, 装

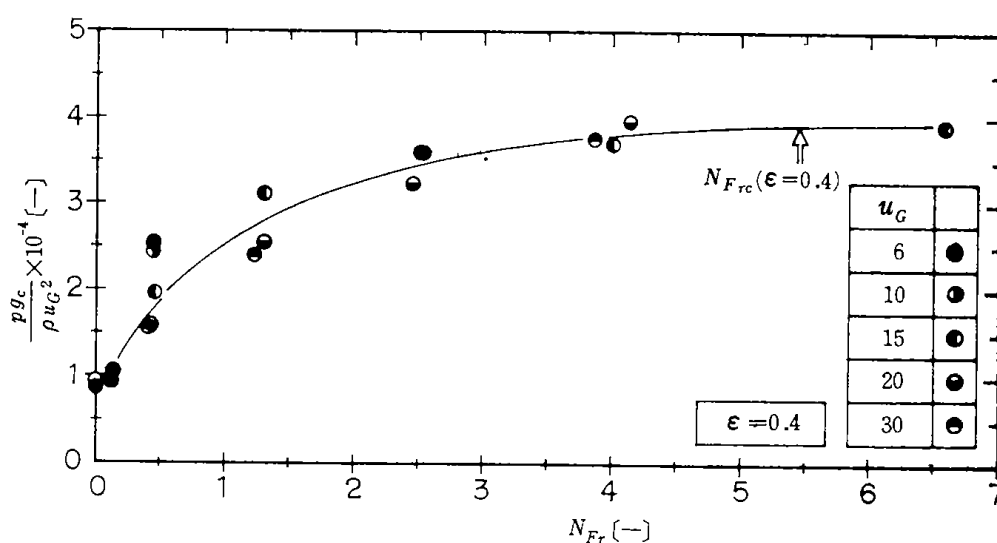


図-6 $pgc/\rho u_G^2$ と N_{Fr} との関係

置規模にはかわりなく、ある特定のフルード数 $N_{Fr,c}$ (槽内流動状態の変化点⁸⁾ に対応) において極大となり、その後減少する。図-6、図-7 の図中に、各液量率に対する $N_{Fr,c}$ を↑で示した。 $N_{Fr,c}$ の値は、 ϵ の増加とともに減少するが、 $pgc/\rho u_G^2$ もまた ϵ の増加とともに小さい N_{Fr} でより大きくなり、各液量率とも、 $N_{Fr,c}$ にいたる前に、すでに $pgc/\rho u_G^2$ は大きな値を示している。 $\epsilon=0.2, 0.3$ には、 $N_{Fr,c}$ の値が示されていない。この液量率における吸収能力は、 N_{Fr} の増加とともに増大し、 $N_{Fr,c}$ は本実験範囲では認められない。羽根の型は異なるが、 Ganz ら^{1),2)} および美坂ら³⁾ は、本実験と類似の装置について、 $\epsilon < 0.3$ の領域での気・液連続系における運転に成功している。 $\epsilon=0.2, 0.3$ についての本実験結果も、 $pgc/\rho u_G^2$ は N_{Fr} の広い範囲について比較

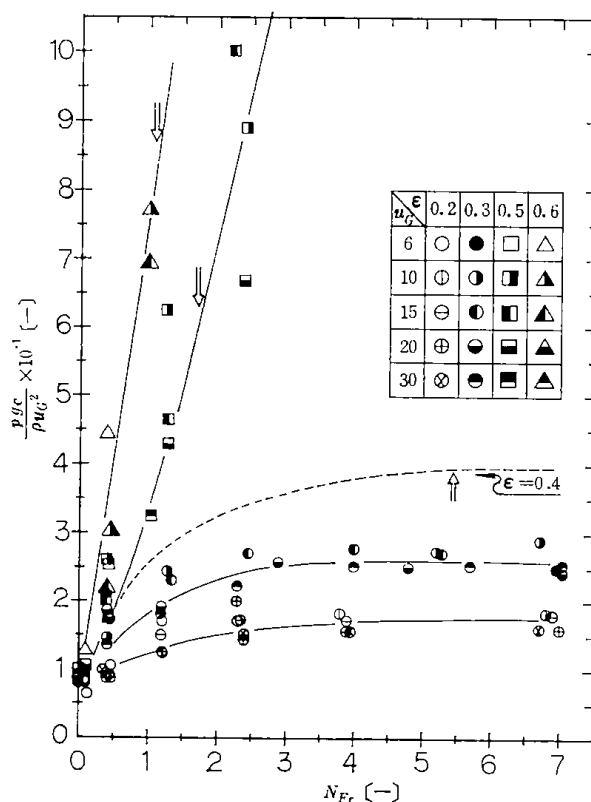


図-7 $pgc/\rho u_G^2$ と N_{Fr} との関係におよぼす ϵ の影響

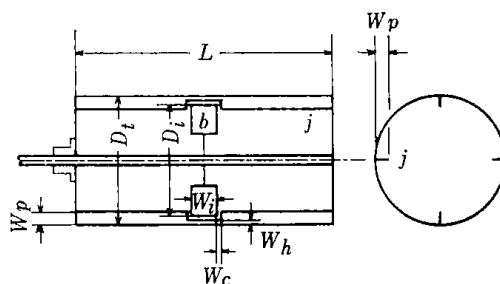
的小さく、連続系での安定な運転が期待出来ることを示している。しかし、本実験装置におけるガス吸収能力⁴⁾ は、 $\epsilon < 0.7$ の範囲においては、 ϵ の増加とともに増大する。しかも、 $\epsilon < 0.3$ の範囲では、吸収能力は ϵ の減少とともに著しく小さくなる。したがって、本装置活用のための

液量率範囲は⁴⁾、ガス吸収能力のみから評価すれば、 $\varepsilon=0.4\sim0.7$ となるが、上述のごとく、この領域で十分な吸収能力が期待される操作条件すなわち $N_{Fr,c}$ に達する前に、 $pg_c/\rho u_G^2$ はすでに大きな値を示し、連続操作が困難となることがわかった。したがって、液量率、 N_{Fr} が共に比較的大きな領域においても、 $pg_c/\rho u_G^2$ が小さくなるような装置構造上の何等かの改良が必要である。この意味から装置内に邪魔板を取りつけ、槽内液流動状態の安定化をはかることによって、出口ガス中の液同伴量を少なくし、 $pg_c/\rho u_G^2$ を小さくすることを試みた。

III・1-2 $pg_c/\rho u_G^2$ におよぼす邪魔板効果

取り付けた邪魔板の概要を図-8に示した。 $\varepsilon=0.4$ について、邪魔板条件における $pg_c/\rho u_G^2$ と N_{Fr} の関係を図-9に示した。図中破線は、邪魔板のない場合に対応している。図より明らかなごとく、邪魔板によって、 $pg_c/\rho u_G^2$ が小さくなり、 N_{Fr} の広い範囲にわたって、安定した連続操作が期待出来る。

異なる液量率について、邪魔板条件下における同様の関係を図-10に示した。 $\varepsilon \leq 0.5$ においては、本実験範囲では、 $N_{Fr}=0$ を基準とした $pg_c/\rho u_G^2$ は小さいが、 $\varepsilon > 0.6$ では N_{Fr} の増加とともに急激に $pg_c/\rho u_G^2$ が増加している。この領域では、 N_{Fr} が増加すると、槽液内の気泡量の増加とともに、液面が上昇し、液面のみだれによって、ガス出口の高さ



$D_t = 18.4$	$W_c/D_t = 0.05$
$L/D_t = 2.0$	$W_h/D_t = 0.03$
$D_i/D_t = 0.9$	$W_i/D_t = 0.2$
$W_p/D_t = 0.1$	b インペラー
$W_c/D_t = 0.05$	j 邪魔板
$W_h/D_t = 0.03$	
$W_i/D_t = 0.2$	

図-8 邪魔板の概要

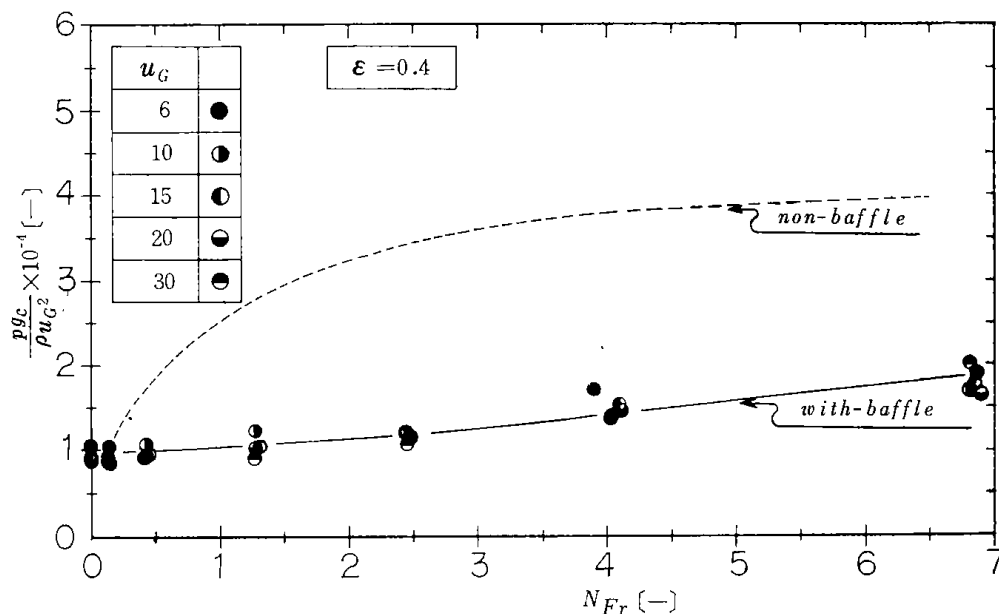
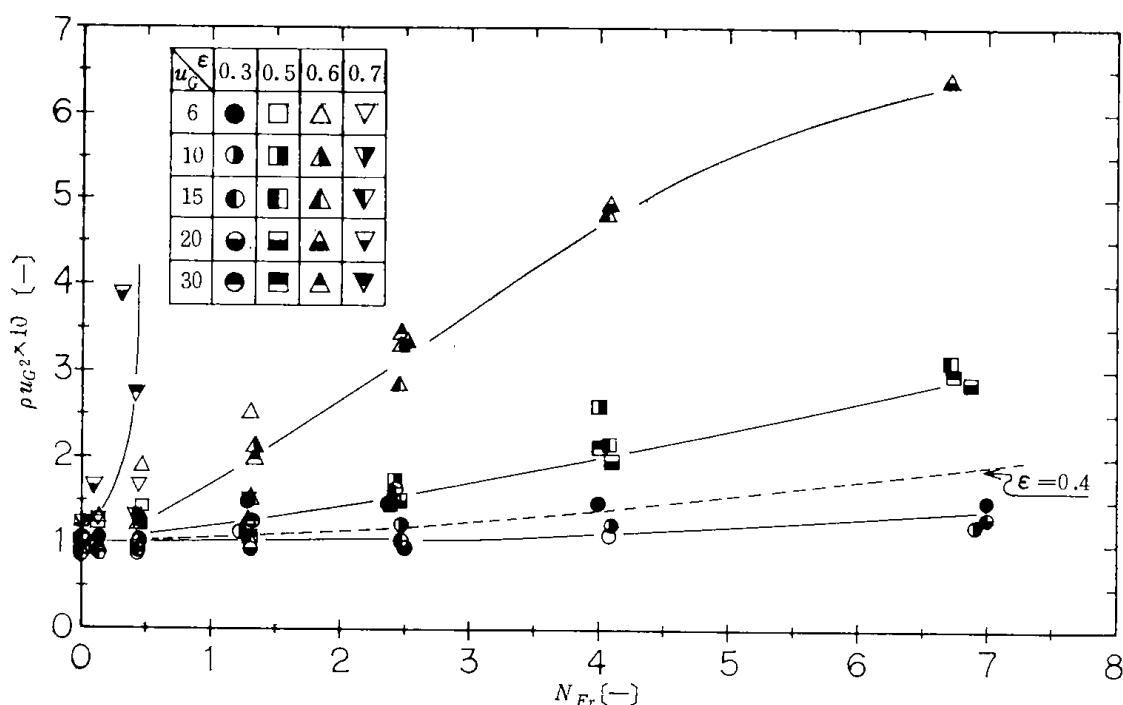


図-9 $pg_c/\rho u_G^2$ と N_{Fr} との関係におよぼす邪魔板効果



図—10 $\rho g_c / \rho u_G^2$ と N_{Fr} との関係におよぼす ϵ の影響 (邪魔板条件)

に達した液滴が、ガスに同伴されることによって、 $\rho g_c / \rho u_G^2$ が急増すると考えられる。したがって、ガス出口をより上部に取り付けることにより、 $\epsilon > 0.6$ についても、安定な操作範囲とすることが期待出来る。

邪魔板条件における気・液回分式でのガス吸収能力⁶⁾は、 $N_{Fr,c}$ 以下のフルード数では、邪魔板のない場合の能力にほぼ等しく、 $N_{Fr,c}$ 以上のフルード数では、その能力が低下することなく、 $N_{Fr,c}$ 以下における吸収能力とフルード数との関係がそのまま延長される。したがって、邪魔板の取り付けにより、 $\rho g_c / \rho u_G^2$ の小さい領域が N_{Fr} の広い範囲に拡張され、 $\rho g_c / \rho u_G^2$ の小さい領域、すなわち、ガス連続操作の可能な領域が、実用に耐え得るガス吸収能力の大きい操作範囲を網羅することが可能となった。

III・2 液連続操作における問題と対策

液ホールドアップ、すなわち、所定の液量率をいかに安定に保つか、液連続操作のポイントである。 N_{Fr} が大きく、かつ液量率が大きくなると、槽内液中の気泡が出口液に同伴され、これが出口液量の定量および制御を困難にする。連続運転の実験を行なった Ganz ら^{1),2)} の報告は、これ等の問題にふれていない。一方、美坂³⁾ は、この点に苦心し、液出口高さを変化させて、ホールドアップを変化させている。しかし、この場合のホールドアップは、同じ液出口高さでも、羽根回転速度、液流量、ガス流量によって変化し、所定のホールドアップに保つのではなく、操作条件によって規定されたホールドアップを測定して、それを実験条件としており、実用操作法としては不適當である。本実験では、出口液に同伴された気泡を、バルブ

(図-1, l_1) に入る以前に 図-2 に示したような簡単な仕掛けにより取りのぞき, 安定した出口液流量とホールドアップを得ることが出来た。なお, 実用装置における気液連続操作の場合には, より一層安定したホールドアップを保持するため, 液の供給, 排出方法について, さらに改良する必要がある。

IV. 結 言

横型攪拌槽の気・液連続操作法を確立するため, 連続操作の困難さに対応している通気側の槽入口, 出口間の圧力損失を主として測定し, 下記結果を得た。

- 1) 邪魔板のない槽に於いては, 流量率の増加および攪拌羽根回転速度の増大とともに, 圧力損失が増大し, ガス吸収能力の大きい実用の操作条件に至る前に連続運転が困難となる。
- 2) 槽内に 図-8 に示したような邪魔板を取り付ける事により, 圧力損失を著しく小さく出来た。また実用の操作条件に於いても連続運転が可能となった。邪魔板の形状, 装置内へのガス入口, 出口の位置等の改善により, 連続運転の可能な操作範囲を, さらに広く出来る可能性を示した。
- 3) 排出液中に同伴される気泡を, 槽出口直後に分離する方法についての一知見を得た。

〔付記〕 本研究は, 安藤が通商産業省工業技術院の流動研究員として招へいされ, 北海道工業開発試験所において行われたものである。本研究遂行のために御尽力いただいた北海道工業開発試験所第3部長三井茂夫氏, ならびに御指導をいただいた北海道大学工学部教授遠藤一夫先生に心から感謝いたします。

(昭和48年5月19日受理)

使 用 記 号

D_i : 攪拌羽根直径	[cm]
D_t : 攪拌槽直径	[cm]
d : ガス入口および出口管直径	[cm]
g : 重力加速度	[cm/sec ²]
g_c : 重力単位換算係数	[g・cm/G・sec ²]
h : マノメーターの読み	[cm・Aq]
L : 攪拌槽長	[cm]
N_{Br} : 攪拌(液)フルード数 ($n^2 D_i/g$)	[—]
N_{Frc} : ガス吸収能力極大の N_{Br}	[—]
n : 攪拌羽根回転速度	[1/sec]
p : 圧力損失	[G/cm ²]

R_e :	レイノルズ数 ($D_t u_G \rho / \mu$ 又は $d u_g \rho / \mu$)	[—]
u_G :	ガス流速 (槽断面積あたりの線速度)	[cm/sec]
u_g :	ガス流速 (ガス出入口管断面積あたりの線速度)	[cm/sec]
ε :	液量率 (槽内液体積と槽容積の比)	[—]
μ :	ガス (空気) 粘度	[g/cm·sec]
ρ :	ガス (空気) 密度	[g/cm ³]

文 献

- 1) Ganz, S. N.: Zh. Prikl. Khim., **30**, 1311 (1957).
- 2) Ganz, S. N. and M. A. Lokshin: Zh. Prikl. Khim., **31**, 191 (1958).
- 3) 美坂康有: 北海道大学学位論文 (1967).
- 4) 安藤公二・原 弘・遠藤一夫: 化学工学, **35**, 1379 (1971).
- 5) 安藤公二・八柳正弘・内藤憲良・田保英明: 室工大研報 (理工編), **7** (2), 483 (1971).
- 6) 安藤公二・田保英明・遠藤一夫: J. Chem. Eng. Japan, **5**, 193 (1972).
- 7) 化学工学便覧 (改訂三版), p. 110.
- 8) 安藤公二・原 弘・遠藤一夫: 化学工学, **35**, 466 (1971).

[室蘭工業大学研究報告 (理工編), 8, No. 1. p. 121~130 (1973)]

〈活性スラッジ法〉

まえおき

好気性微生物による廃水処理装置は、その設置数および装置規模の双方からみて気液接触装置の最たるものである。しかしながら、これら装置の設計あるいは操作の面において工学的な面からの検討が加えられてきたことは少なく、経験的な手法に頼ってきた部分が非常に多いと言える。

これまで行ってきた気泡塔に関する研究の蓄積をもとにして、好気性微生物による廃水処理法の一つである活性スラッジ法の曝気槽に気泡塔を応用しようとした研究によって得られた結果の一部をここに紹介する。

1は気泡塔を曝気槽として使った場合の結果を、同時に行った平型曝気槽を使った結果と比較したものであり、特に仕切板を入れた多段気泡塔の場合に、活性スラッジを沈降分離する際の障害となるバルキング現象が抑制されるという実験事実が示されている。これにより、従来いわゆるシックロードは悪であるという前提のもとに、汚染物負荷を曝気槽全体に均一になるように注入する完全混合型が採用されてきたことに対する疑問が生じてきた。

2は、1で得られた押し出し流れ型曝気槽がバルキングを抑制するという実験事実を別の観点から確認するために時間的なショックロードを与えた場合と時間的に均一な負荷を与えた場合を比較した結果であり、15分程度の間欠時間をおいたショックロードを与えた場合にバルキングが著しく抑制されることが示されている。

3は、活性スラッジ法の現場関係者を対象とした講習会において、バルキングの防止・抑制法についての総説を行なった際のテキストとして使用したものであり、前述の1および2の内容を含め、既往の文献を調査した結果をまとめてある。

気泡塔による活性スラッジ処理

園田 頼和・田中 重信*・石田 雄三**

工業技術院微生物工業技術研究所 *工業技術院北海道工業開発試験所 **大成建設株式会社

Activated Sludge Treatment using a Bubble Column

Yorikazu Sonoda, Shigenobu Tanaka*, and Yuzo Ishida**

Fermentation Research Institute, Inage, Chiba-shi

*Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido

Toyohira-ku, Sapporo-shi

**Taisei Corporation, Chuo-ku, Tokyo

The oxygen absorption efficiency and the flow characteristics in a bubble column type aerator were compared with that in a conventional cubic type aerator, and the application of a column type aerator for activated sludge treatment was studied.

Three types of aerator were used in this study, i.e., 1- and 6-stage column types ($150^\phi \times 3,000\text{mm}^H$) and a cubic type ($700^L \times 120^W \times 1,000\text{mm}^H$), each having a 50l capacity. A 6-stage column aerator was divided into 6 sections with 5 perforated plates ($2\text{mm}^\phi \times 19$ holes). The capacity of oxygen absorption in the 1- and 6-stage bubble columns, as determined by the sulfite method were about five times higher than that of a cubic type aerator with the same air flow rate. The flow characteristics of liquid in column aerators were recorded by a flow-cell type photometer using red ink as a tracer, and the delta response of liquid flow in the 6-stage column aerator indicated a type of piston flow behavior.

The continuous activated sludge treatments were carried out using a synthetic waste, containing 750ppm of BOD, in the range of BOD loading: 0.9~3.6g/l/day at 25°C. The sludge in the 1-stage column and cubic type aerators caused "bulking" with 2.7~3.6g/l/d of BOD loading, while this trend was not observed in the case of the 6-stage column.

結 言

気泡塔は気液接触装置として従来化学工学の分野で多くの研究がなされてきたが、^{1~3)} 近年塔型発酵槽、^{4~6)} 堅型曝気槽^{7,8)} など微生物の好気培養装置としての研究がみられるようになった。

現在実用化されている気液接触装置としては規模および設置数からみて廃水処理における曝気槽が最大のものである。廃水処理施設の曝気槽は、その処理量が大きいだけにわずかの処理効率の差でも全体としては大きな影響をうけ、従来特に曝気方式を中心に種々の形式のものが考案されている。

ここでは気液接触装置として構造が簡単で比較的気液界面積が大きくとれる気泡塔をとりあげ、空気利用

効率の向上および所要設置面積の節減を目的として活性スラッジ処理槽としての観点からその特性を在来の角型曝気槽と比較検討したので報告する。

実 験 装 置

装置は Fig. 1 に示すように1段および6段気泡塔また現在最も多く活性スラッジ処理に使用されている標準形式のものとして散気式角型曝気槽の3種の実験装置を透明アクリル板によって作製した。

気泡塔は内径 $150 \times 3,000\text{mm}^H$ 、また角型槽は $700^L \times 120^W \times 1,000\text{mm}^H$ で液量はおおの50lで使用した。

通気は角型槽では1mm径孔17個のパイプスパージャー、また気泡塔では17mmピッチ正三角形配置で径

1 mm 孔73個をあけた多孔板を空気吹込み分散板として底部にとりつけた。さらに6段気泡塔では34mm ピッチ正三角形配置で径2 mm 孔19個をあけた多孔板5板を気泡塔ユニットフランジ部に挿入し、500mm 間隔で6室に区分した。

槽の温度調節は角型槽および1段気泡塔は槽中間部

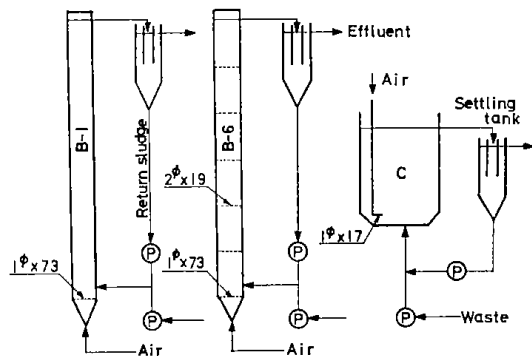


Fig. 1. Flow diagram of the experimental set-up.

Dimensions of apparatus :

B-1 : 1-Stage column type aerator, 150mm ϕ $\times$ 3,000mmH, Sparger (1 mm ϕ $\times$ 73 holes) 1

B-6 : 6-Stage column type aerator, 150mm ϕ $\times$ 500mmH $\times$ 6, Sparger (1 mm ϕ $\times$ 73 holes) 1

Perforated plate (2 mm ϕ $\times$ 19 holes) 5

C : Cubic type aerator, 700mmL $\times$ 120mmW $\times$ 1,000mmH

Settling tank : 200mm ϕ $\times$ 700mmH

Working volume 15l

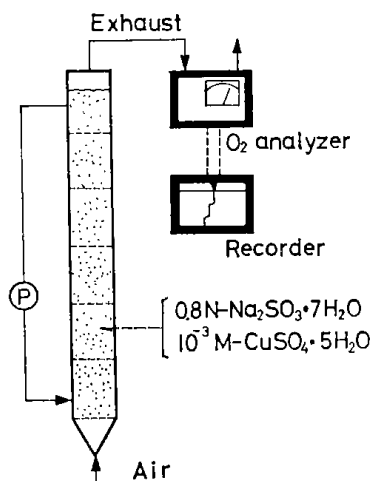


Fig. 2. System for determining the O_2 absorption rate in the aerator.

The determination of the O_2 content in the exhaust was performed during the circulation of a sulfite solution in the 6-stage column type aerator ($D=0.2 \text{ hr}^{-1}$), but circulation was not carried out in the 1-stage column and cubic type aerators.

6段気泡塔では下部より1段および4段目に测温抵抗体を挿入し、槽外周に巻きつけたリボンヒーターによって液温を調節した。

各曝気槽にはおのおの沈でん槽 (液量15l), 廃水添加およびスラッジ返送用の定量ポンプ, およびポンプ作動制御用タイマーを有する。

実験方法および結果

実験は亜硫酸ソーダ法による酸素吸収量の測定およびトレーサーによる液混合特性の測定を行なって各形式機能を比較し、さらに合成廃水を用いた連続活性スラッジ処理実験によって廃水処理槽としての特性を検討した。

1. 酸素吸収量の測定 亜硫酸ソーダ法により通気量 0.05~0.6vvm の範囲における酸素吸収量を測定した。通常用いられている SO_3^{--} 濃度の分析による方法は多段系の場合採用し難いので、Fig. 2 に示すように各槽に 0.8N- $Na_2SO_3 \cdot 7H_2O$, $10^{-3}M$ - $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ 液 50 l を入れ、下部より通気を行なって槽上部より排出される排気中の酸素濃度を酸素分析計 (富士電機 K.K.1-COA 型ジルコニヤ酸素分析計) によって測定し、この値と空気流量から槽内で吸収された酸素量を求めた。

多段槽では下部から液を送入しないと多孔板界面における気液の状態が連続フローの場合と異なってくるので、6段気泡塔ではポンプによって $*D=0.2 \text{ hr}^{-1}$ (10 l/min/50 l) の流量で上部液を下部へ循環しながら測定した。測定温度は 25°C である。

各槽の測定結果を Fig. 3 に示す。気泡塔では1段および6段塔とも殆んど同じ値を示した。角型槽とはスパージャー孔数が異なるので全く同一には比較できないが、同一通気量において気泡塔は角型槽に比し約5倍高い酸素吸収量を示した。

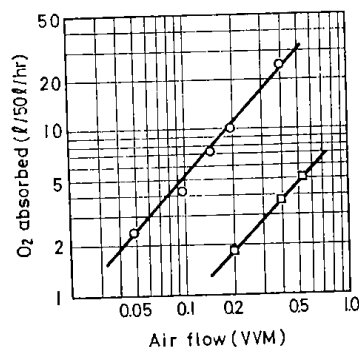


Fig. 3. Comparison of the O_2 absorption rate by the sulfite method.

—○— Column type aerator (1 and 6-stage)
—□— Cubic type aerator

*D : 希釈率, Dilution rate (hr^{-1})

通常多段気泡塔に多孔仕切板を設ける目的の一つは液内を上昇中に集合した気泡の再分散を行なわせるためであるが、ここで行なった通気量 $0.05 \sim 0.6 \text{vvm}$ の範囲では1段気泡塔でも上昇気泡の集合現象は認められなかった。

2. 液混合特性の測定 各槽内における液の混合特性の測定は角型槽 0.4vvm 、気泡塔 0.1vvm の通気を行ないながら下部より連続的に $D=0.2 \text{hr}^{-1}$ の流量で水を送入し、トレーサーとして記録計用赤インク 20ml を送入口に瞬間的に注入、以後上部より排出される流出水の色度を光電比色計フローセル (510nm) によって連続的に記録した。

槽内における送液の滞留時間分布を表わす δ 応答の測定結果を Fig. 4 に示す。ここで ϕ はトレーサー添加後の経過時間 (t) を平均滞留時間 (θ) で除したもので、また $E(\phi)$ は廃出液中のトレーサー濃度 (C) をトレーサーが全槽に均一に混合したときの濃度 (C_0) で除した値で、共に無次元値である。

槽数 $n=1$ である角型槽および1段気泡塔ではトレーサー注入と殆んど同時に $E(\phi)=1$ となるが、6段塔ではかなり押し流れに近ずき、これは廃水処理槽の場合処理水中への原廃水のショートパスが大巾に減少できることを示している。

6段塔の測定結果は、段間に逆混合がないと仮定して計算した完全混合槽列の δ 応答と殆んど一致した。

3. 各槽による活性スラッジ処理実験 活性スラッジの処理実験には Table 1 に示す合成廃水を用い BOD loading $0.9 \sim 3.6 \text{g/l/day}$ ($D=0.05 \sim 0.2 \text{hr}^{-1}$) の範囲で連続処理を行なった。通気量は Fig. 3 の結果からほぼ同一の酸素供給がえられる流量として気泡塔

0.1vvm 、角型槽 0.4vvm とした。処理温度は 25°C 、スラッジ返送比は33%である。

廃水および返送スラッジの送入はタイマーの ON-OFF 繰返し動作によって定量ポンプで間けつ的に送し、流量の増減はタイマー ON-OFF 時間の変更 (例えば2分作動-3分休止, 3分作動-2分休止) によって行なった。また廃水添加およびスラッジ返送ポンプは各槽ともおのおの連動させて運転した。

Figure 5 に BOD loading 1.8g/l/d 時における各槽内の DO 分布を示す。廃水添加およびスラッジ返送はこの場合2分ON-3分OFFで、これにしたがって DO 値は廃水添加時に下降し添加終了と共に上昇する波状に記録される。

1段気泡塔では底部測定点に比べて頂部の DO 波形が減衰しているが、仕切板がなくとも塔長が長いため短時間には完全混合にならないことを示している。

6段塔の1段目では、全槽の $1/6$ の容積に廃水が添加されるため DO 値は非常に大きく変化している。廃水添加時には、急激な DO の上昇をもたらすだけの酸素移動量を消費した上にさらに DO を下げるだけの酸素消費が行なわれていることになり、この間の酸化反応が非常に速いことを示している。

Table 1. Composition of synthetic waste.

Glucose	0.5 g/l
Peptone	0.5 g/l
KH_2PO_4	0.5 g/l
BOD	750 ppm
COD	530 ppm

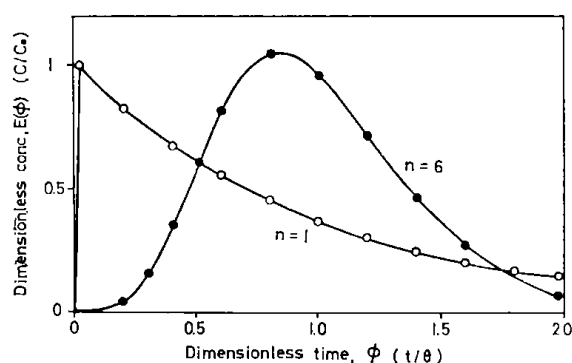


Fig. 4. Comparison of flow characteristics. (Dilution rate = 0.2hr^{-1})

—○— 1-Stage column and cubic type aerators

—●— 6-Stage column type aerator

The air flow rates were 0.1vvm in the 1- and 6-stage column type aerators, and 0.4vvm in the cubic type aerator respectively.

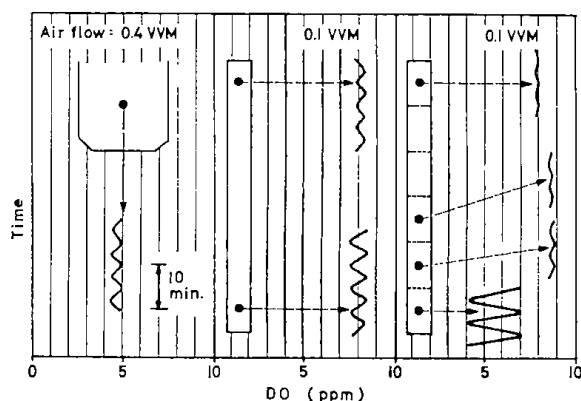


Fig. 5. Distribution of DO in cubic and column type aerators.

BOD loading : 1.8g/l/day , at 25°C .

The feed rates of waste and return sludge were controlled by a diaphragm pump which was driven by the intermittent action of a twin-timer. (2 min. ON - 3 min. OFF in this case.)

しかし2段目になるとDOの波形が殆んど減衰し、初期酸化の大部分が1段目で終わっていることがわかる。このことは、上記負荷条件において6段塔の各段より採取した液の遠沈上澄液BOD値に差が認められなかったことによっても立証され、添加BODの殆んどが1段目においてスラッジに吸着および消化されていることを示す。

6段目のDO値が中間部に比べ低くなっているのは液深が少ないために空気中の O_2 分圧が低くなるためである。

Figure 6には6段気泡塔におけるBOD loading 1.8, 2.7および3.6g/l/d時の各部DO値の推移を示す。3.6g/l/dの負荷では1段目のDOは殆んど0になったが、2段目になると2.3~2.6ppmの範囲にあった。

Table 2に連続処理における各槽曝気液の分析値を示すが、BOD loading 0.9~3.6g/l/dの範囲においてはBOD, COD除去率には殆んど差は見られなかつ

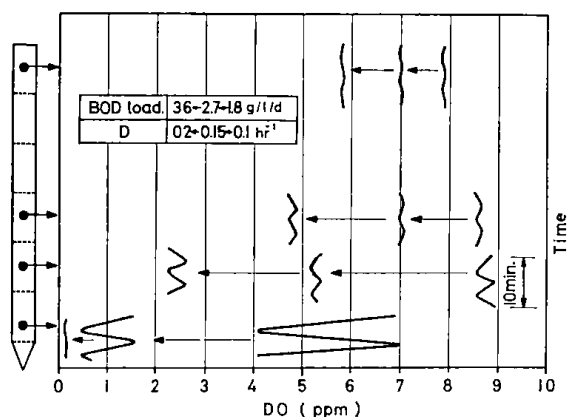


Fig. 6. Change of DO value in a 6-stage column type aerator under continuous treatment.

D : Dilution rate of waste

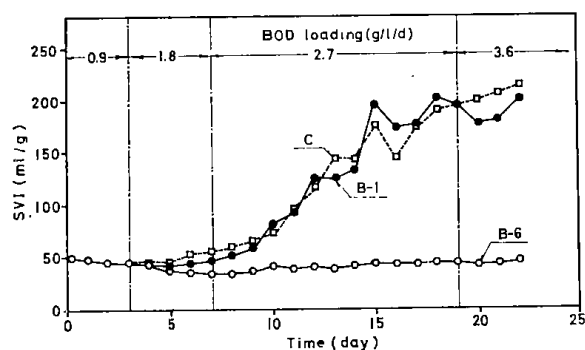


Fig. 7. Change of SVI value under continuous treatment.

—○— 6-Stage column type aerator (B-6)
—●— 1-Stage column type aerator (B-1)
—□— Cubic type aerator (C-1)

た。しかし Fig. 7 に示すように各槽のSVI値には大きな相違があらわれている。

角型槽および1段気泡塔では廃水負荷量が大きくなると糸状菌の発生がみられてバルキングを起し、2.7g/l/dのBOD負荷時にSVIは約200に達した。しかし6段気泡塔ではSVI増大の傾向は全くみられず、特に6段塔の1段目には6倍のBOD負荷がかかっているにもかかわらず、BOD loading 3.6g/l/dに至るまでSVI値は正常な値を保った。この各槽の傾向は合成廃水に替えてアルコール蒸留廃液希釈液(BOD 750 ppm)を用いて行なった実験でも全く同様であった。

考 察

曝気槽を塔型にすることによって液中での空気の滞留時間が長くなり接触効率がよくなることと、底部の酸素分圧が高くなることにより、少ない通気量で活性スラッジ処理に必要な溶存酸素を保つことができた。本実験においては角型槽に比べ約1/4の通気量で充分であった。

多段気泡塔の場合には、最も酸素供給を必要とする1段目のみを機械的に攪拌することなどで酸素移動量を大きくすればさらに少ない通気量でよいと思われる。

次に、活性スラッジ処理におけるバルキングの原因については現在まだ明確には究明されていないが、一般的には高負荷の場合、DOが不足した場合、また炭水化物系の廃水で起り易いとされている。

本実験では6段気泡塔のみバルキングが起り難い傾向にあることが認められた。ここで使用した3種類の曝気槽についてその差異を考察してみると、DO値は角型槽が最も低い値を示したが1段および6段気泡塔では殆んど同一であって、バルキングの原因をDO値を求めることはできない。特に6段塔では、全体としての負荷は他槽と同一であるが1段目のみにしてみると6倍の高負荷がかかっている上に、BOD loading 3.6g/l/d時にはDOも0に近い値を示し、従来の考え方からみれば最もバルキングを起し易い条件にもかかわらずSVI値は低く、バルキングを起していないことから部分的にはDOの欠乏と高負荷の条件を同時にうけても、これだけがバルキングの主な原因になるとは考え難い。

6段塔が他の2槽と機能上異なる点は、液の混合が押出し流れ型になっていることである。1段気泡塔および角型槽のような単槽完全混合型では、槽内と沈でん槽に排出されるスラッジの状態は同一であって、未消化のBODをある程度吸着したままのスラッジが沈

Table 2. Progress of continuous activated sludge treatment.

D (hr ⁻¹)	θ (hr)	BOD loading (g/l/d)	No. of aerator	Sludge			DO (ppm)	Effluent	
				SV ₃₀ (%)	MLSS (ppm)	SVI (ml/g)		BOD (ppm)	COD (ppm)
0.05	20	0.9	B-1	19	4,100	45	8.8	3>	8.6
			B-6(T)	15	3,600	41	8.2	3>	8.6
			B-6(B)	18	4,100	44	7.3	3>	11.4
			C	14	3,200	44	6.8	3>	10.3
0.10	10	1.8	B-1	26	5,800	44	8.2	5>	13.1
			B-6(T)	19	5,200	37	8.5	5>	12.0
			B-6(B)	19	5,500	35	5.7	5>	14.0
			C	28	5,100	53	4.6	5>	13.0
0.15	6.7	2.7	B-1	45	5,700	80	5.2	5	20.0
			B-6(T)	18	4,200	42	6.8	3>	16.0
			B-6(B)	21	4,900	42	3.5	3>	15.0
			C	42	5,600	75	0.8	3>	16.0
0.20	5	3.6	B-1	85	4,200	200	—	—	—
			B-6(T)	34	6,200	54	5.6	—	15.0
			B-6(B)	63	9,000	70	0.1	—	37.0
			C	96	4,500	214	—	—	—

No. of aerator { B-1 : 1-Stage bubble column type aerator
 B-6(T) : Top of 6-stage column type aerator
 B-6(B) : Bottom of 6-stage column type aerator
 C : Cubic type aerator

D : Dilution rate of waste

θ : Retention time of waste in aerator

でん槽より返送されてくる。

これに対し押出し流れ型ではショートパスが少ないため、スラッジが曝気槽上部より排出されるときには吸着 BOD を消化し終った状態になっていて、基質吸着力の大きい返送スラッジが 1 段目に送入されてくる。

以上のことから従来唱えられてきた DO 欠乏、高負荷などの条件と併せてバルキングの原因には返送スラッジの経歴および状態が大きな関連をもつように推察され、今後の研究によって解明したい。

要 約

活性スラッジ曝気槽としての観点から気泡塔と、従来用いられてきた散気式角型曝気槽の特性を比較した

1. 実験装置は 1 および 6 段気泡塔 (150mm ϕ ×3,000 mmH), 角型槽 (700L×120W×1,000mmH) 液量各 50 l, 沈でん槽 (各 15 l) で, 気泡塔では吹込み空気分散板 (1 mm ϕ 孔×73個) を底部に, さらに 6 段塔では多孔仕切板 (2 mm ϕ ×19個) 5 枚を用いて 6 室に区分した。

2. 亜硫酸ソーダ法により通気量 0.05~0.6vvm の範囲における酸素吸収量を測定した結果, 同一通気量において気泡塔は角型槽に比し約 5 倍高い酸素吸収量を示した。

3. トレーサーを用い各槽の液混合特性 (δ 応答) の測定を行なった。6 段気泡塔は押出し流れ型を示し, 他槽に比して排出液中への原液のショートパスが大幅に減少した。

4. 合成廃水 (BOD 750ppm) を用い, BOD loading 0.9~3.6g/l/d の範囲で連続活性スラッジ処理を行なった結果, 各槽の BOD 除去率は殆んど同一であったしかし SVI 値には大きな相違が認められ, 1 段塔および角型槽では負荷が高くなるとバルキングを起したが, 6 段塔では認められなかった。

5. バルキングの原因はこの実験の範囲では高負荷および DO の欠乏には求められない。6 段塔と他 2 槽との違いは押出し流れによって吸着 BOD を消化し終ったスラッジが返送される点で, バルキング現象は返送スラッジの経歴に大きな関連があるように推察される。

本実験の分析の一部を担当された微生物工業技術研究所廃水処理研究室、清古義雄技官に深謝します。
本報の概要は昭和47年度日本醸酵工学大会において発表した。

文 献

- 1) 橋本, 寺本: 化学工学, **36**, 722 (1972).
- 2) 西脇, 加藤: 化学工学, **36**, 1112 (1972).
- 3) 加藤, 西脇, 籠, 福田, 田中: 化学工学, **36**, 1333 (1972).
- 4) Kitai, A., Tone, H., Ozaki, A. : *J. Ferment. Technol.*, **47**, 333 (1969).
- 5) Kitai, A., Goto, S., Ozaki, A. : *J. Ferment. Technol.*, **47**, 340 (1969).
- 6) Kitai, A., Goto, S., Ozaki, A. : *J. Ferment. Technol.*, **47**, 348 (1969).
- 7) 黒沢, 中塩, 田沢, 前田: 化学工場 **12**, 113 (1968).
- 8) 志岐, 田沢, 前田, 橋本, 藤井, 井上: 大成建設技術研究所報 No. 2 129 (1969).

(昭48. 6. 22受付)

[J. Ferment. Technol., **51**, p. 813~818 (1973)]

活性スラッジのバルキングについて

田中 重信・園田 頼和

(微生物工業技術研究所)

緒 言

汚水の生物処理法である活性スラッジ法を設計あるいは操作するにあたっては、現在のところ経験的な要素によって行われている部分が多く、生物学的な面を含めて解明されていない問題が多くある。中でも、スラッジの沈降分離が困難になるバルキング現象にどう対処するかは重要な問題になっている。

筆者らは、先に曝気槽の改善を目的としてたて型の多段気泡塔による廃水処理を行い、いわゆる標準型とされている完全混合型の曝気槽を用いた場合と比較して、スラッジのSVIつまり沈降性に著しい差が生ずることを見出した¹⁾。多段装置の場合にスラッジ側から見ると、供給部において大負荷つまりショックロードが与えられ、その後は空曝気に近い状態となることが繰り返されるが、このことがSVI改善の一要因と考えられるので、この点をさらに詳細に検討することにした。

多段式装置では定常状態になるまで長時間を要するなど実験装置として不便な点もあるので、多段装置の極端な例が押し出し流れ型であることからして、本実験では回分式の曝気槽で押し出し流れ型をシミュレートした。すなわち、基質を間欠的に供給した場合のSVIの時間的変化を間欠時間間隔および基質負荷の条件を変えて比較した。

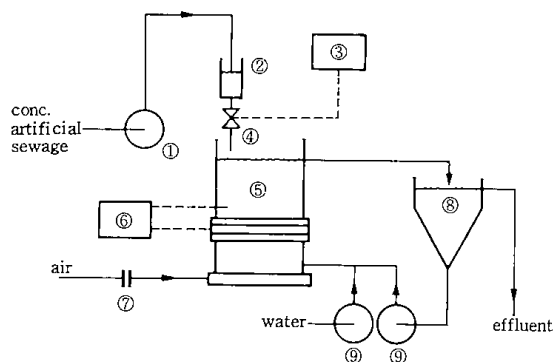


Fig.1 Experimental apparatus

- ① metering pump ② sewage holder ③ timer
④ solenoid valve ⑤ aeration tank ⑥ thermostat
⑦ orifice meter ⑧ clarifier ⑨ metering pump

実験装置および実験方法

実験装置をFig.1に示す。曝気槽は直径12.2cmφ、液高17.1cmで容量は2ℓである。ガス分散板は1mmφの孔をピッチ17mmの正三角形配置で19個あけてある。同じ装置を4基並行して運転した。

異なった時点で同じ状態のスラッジを調整することは現在のところできないので、実験開始にあたっては種スラッジを等分して4基の装置に入れ、実験条件の違いによる差を測定できるようにした。曝気槽には、定量ポンプで水道水と返送スラッジを送り込み、負荷としての人工下水（グルコース、ペプトンおよびリン酸2水素1カリウムを等量ずつの濃厚溶液）は、設定負荷量に相当するように微量定量ポンプで滴下した。間欠供給槽においては、設定時間内の量を上部のホルダに貯めておき、時間毎に電磁弁を開いて一度に滴下した。

結 果

各槽から抜き出した試料について30分間沈降容積SVIと混合液浮遊固型物濃度MLSSを測定しSVIを求めた。ただし、曝気槽が2ℓであるので1回のサンプリング量を100mlとし、200mlのメスシリンダで測定した。結果として得られたSVIの時間的変化をFig.2および3に示す。Fig.3は、その前の実験終了時においてバルキングを起していないものを混合して等分し、種スラッジとして使用した場合である。いずれの場合においても連続滴下槽では数時間でSVIが上昇しはじめ、1日たたないうちに沈降槽における分離ができない状態になった。Fig.3ではFig.2より軽い負荷にもかかわらず変化がはやく起っていることからわかるように、スラッジの履歴によって変化の進行速度が違うことがわかる。なお、1日に1度基質を与えて馴養しておいたスラッジでは、SVIの変化が起きはじめるのに1週間近くかかることもある。それぞれの曝気槽内における溶存酸素濃度の変化を記録したのがFig.4である。基質の投入に敏感に反応して溶存酸素濃度が低下することがわかるが、いずれの場合でも、最低必要量とされている1ppmは満たされている。連続滴下槽が完全にバルキングを起した時点におけるスラッジの状態をFig.5(a)に示す(SVI=284)。この時点の間欠槽のスラッジをFig.5(b)(5分間欠, SVI=129),

Fig.5(c)(10分間欠, SVI=64), Fig.5(d)(15分間欠, SVI=57)に示す。SVIが高い値を示す場合には系状微生物

物が多くなっている。

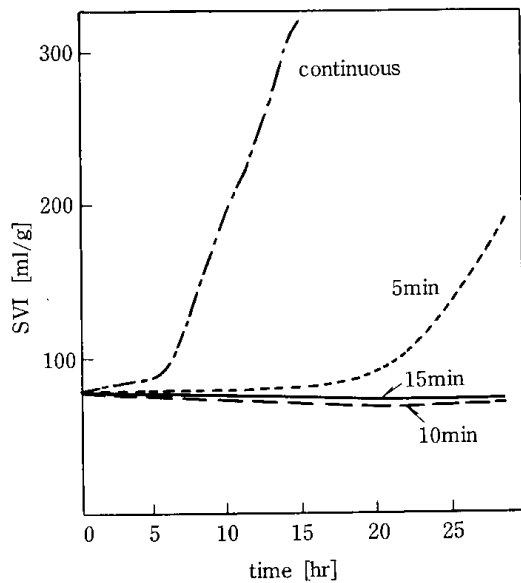


Fig.2 Time-course of SVI for different feed interval condition
25°C, BOD loading : 2.7g/l·day,
MLSS : 2500ppm

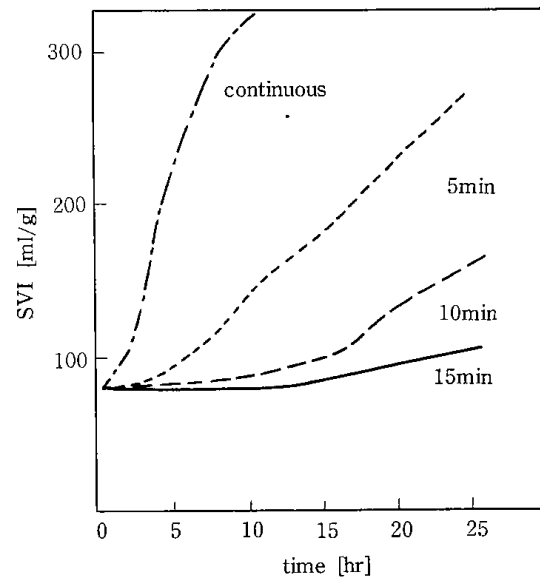


Fig.3 Time-course of SVI for different feed interval condition (used sludge)
25°C, BOD loading : 1.8g/l·day,
MLSS : 2500ppm

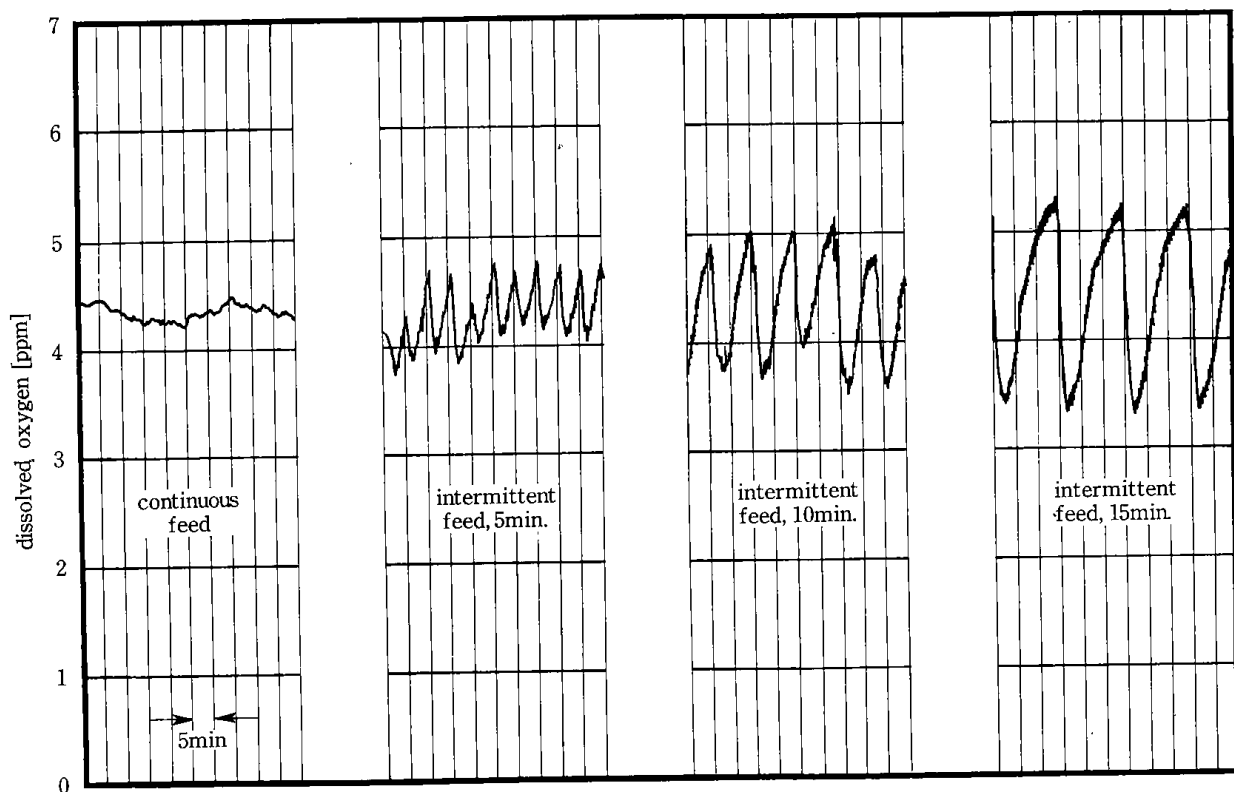


Fig.4 Dissolved oxygen for different feed intervals
(25°C, BOD loading : 2.7g/l·day, dilution rate :
0.15hr, MLSS : 2500~3000ppm)

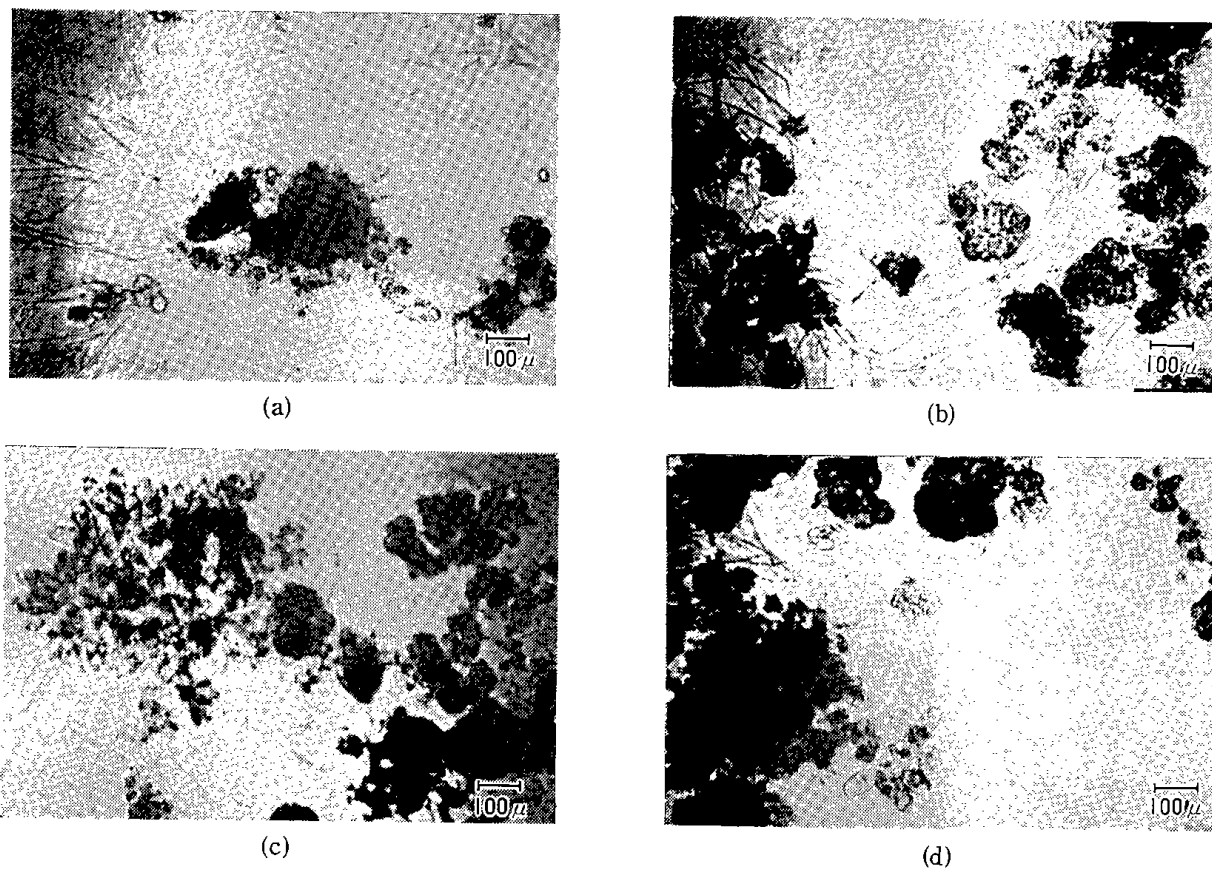


Fig.5 The structure of mixed culture developed in:
 (a) continuous feed tank (SVI: 284)
 (b) intermittent feed tank (time interval: 5min, SVI: 129)
 (c) intermittent feed tank (time interval: 10min, SVI: 64)
 (d) intermittent feed tank (time interval: 15min, SVI: 57)

4. 結 言

活性スラッジの曝気槽に同一量の負荷を連続的に加えた場合と間欠的に加えた場合についてSVIを測定し、スラッジの沈降性を比較した結果、15分程度の間欠滴下槽ではいわゆるバルキング現象が明らかに抑制されることがわかった。

引用文献

- 1) 園田, 田中, 石田: 醸工誌, **51**, 813 (1973)

活性スラッジ法水処理システムにおける バルキングの原因究明と防止抑制法

田 中 重 信

1. 活性スラッジの沈降性に対してバ ルキングの及ぼす影響

活性スラッジ法水処理システムにおける污水浄化のメカニズムの根幹をなすのは、曝気槽における有機物と微生物群の反応および沈降槽における浄化された水と微生物群の分離操作である。生物的に処理可能な廃水に対して活性スラッジ法の操作上の問題点は、スラッジが充分沈降するか否かにある。今までトラブルとして報告されてきたものの中には、沈降性は良好であるが有機物の除去が充分でないというものではなく、有機物が除去できるが沈降しにくいという場合がほとんどであるといってい

だろう。生物的に処理可能な廃水が活性スラッジシステムに流入すると、そこにはそれに順応した生態系が形成されるはずである。その場合に、スラッジの種々の特性が測定できて、その特性にしたがってスラッジを分類したり処理装置を設計・操作できたりすると非常に都合がよい。

しかし、生態系に関して現在できうるのは顕微鏡試験による定性的な性状や糸状微生物の含有量を表わすことであり、経験を積んだ人にとっては有益な情報になるかも知れないが、処理効果との定量的関係などは一般化されていない。また、物理的な特性としては曝気槽内の混合液の固形物濃度 (MLSS: Mixed Liquor Suspended Solid) および混合液が一定時間 (通常30分が多い) 静置された後に沈降したスラッジが占める体積 (SV: Sludge Volume) などもあるが、スラッジのタイプを定義づけるのに使用されるまでには至っていない。

活性スラッジの沈降特性を表わすのに最も広く用いられているのはスラッジ体積指標 (SVI: Sludge Volume Index) であるが、スラッジが全然沈降しないか、または沈降した後に浮上するような場合には意味を持たない。

活性スラッジの沈降を妨げる例として分散増殖 (Dispersed Growth)、解体 (Deflocculation)、ピンポイントフロック、再浮上スラッジ (Rising Sludge)、嫌気性スラッジ (Anaerobic Sludge)、過剰曝気スラッジ (Over-aerated Sludge)、浮上スラッジ (Floating Sludge) バルキングスラッジ (Bulking Sludge)、などが挙げられている¹⁾が、これらの中で最も多く発生しその対策に

現場で頭を悩ましているのがバルキングである。

バルキングを非糸状性 (フロックに多量の結合水を含み一種の解体現象のようであるが、スラッジが沈降しにくい場合のすべてに誤用する向きがあるようだ) と糸状性に分ける場合もあるが、一般的には後者を指していることが多く本文では糸状性バルキングを単にバルキングと呼んで話を進める。

バルキングの場合、小量できる上澄液はきれいで、スラッジとの境界ははっきりしている。しかし、沈降速度が非常に遅く、SVIは100ml/g以上で、場合によっては2000ml/gを越えることもある²⁾したがって沈降槽の容量が非常に大きいような場合には、処理水質は正常な場合と変わらないか、むしろ固形物含量が少なくなるほどである。

バルキングスラッジを顕微鏡でみると、フロックから伸び出した糸状体が非常に多く、しかも長いことに特徴がある。場合によってはスラッジが完全に糸状体で占められることもある。

2. バルキング発生の原因

2-1 バルキングをもたらす糸状微生物

バルキングによるトラブルは活性スラッジ法につきものであったようで、1923年のBuswellとLongの報告³⁾にスラッジ中に *Sphaerotilus natans* が優勢になったことが述べられている。それ以来同じような報告が数多くなされ、他にも糸状性バルキングの原因になる微生物があると指摘されてきた。例えば、桿菌 (*Bacillus*)、*Beggiatoa*、カビあるいは酵母のある種のを挙げる研究者もいる。これらの中には、生長の過程で糸状となり生長した後に単一細胞になるものもあるという。

Farquharら^{4,5)}は運転中の下水処理プラントからのスラッジサンプルを調べ、バルキングを起しているスラッジ中に含まれる糸状微生物を同定して、*Thiothrix*, *Sphaerotilus*, *Toxothrix*, *Vitreoscilla*, 乳酸菌および同定できないもの (それぞれがさらにいくつかのタイプに分類される) に分けた。そして、従来バルキングを起している場合に、糸状微生物を同定することなしにすべてを *Sphaerotilus* のせいにして片付けてきた場合が多いことを指摘した。*Sphaerotilus* と形態学的に区

別をつけにくい糸状微生物が多いことは他の研究者によっても述べられているが、それらがすべてバルキングの原因になるかどうかは明らかにされていない。

2-2 廃水組成

活性スラッジで家庭下水および工場廃水あるいはこれらの混合物を処理している場合に、適切な設計・管理が行われていると思われる場合でもバルキングが生ずることが認められている。このことからバルキングを誘起しやすい物質があるものと思われてきた。

2-2-1 炭水化物および溶解性有機物

古くは1928年頃からはじまり醸造廃水、皮なめし廃水、ミルク、でんぷん、グルコース、しょ糖、乳糖などを用いて活性スラッジの生成実験が行われてきたが、バルキングの起し易さに差はあるものの高濃度になるといずれの場合でもバルキングを起こす結果が得られている。

糸状微生物が基質として利用する種々の有機物についての検討結果によれば、微生物によって容易に代謝される低分子の溶解性有機物は糸状微生物の生長をより促進すると考えられている。しかし、高分子の炭水化物、脂肪あるいはたん白質では糸状微生物の増殖は遅く、スラッジの沈降性を良くすると考えられている。

2-2-2 微生物に対する負荷

生物処理の負荷としては通常BOD₅が実際の値に近いものと考えられて採用されているが、その測定には5日間という時間がかかるので、CODで代用する場合もある。最近ではTOCやTODなど微量サンプルで、所要時間も数分という測定手段で代用しようという傾向が強くなってきた。また、混合液中の微生物濃度を表わすには揮発性固型物濃度(MLVSS)が使われているが、この値には死滅した細胞や、単なるセルロースをも含むので実際の活性成分を表わす値が理想的である。実際には固型物濃度(MLSS)が使われていることも多い。

負荷量を表わすには、装置設計上や処理能力を問題にする場合には容積当りの負荷、すなわちkg-BOD₅/m³・dayが便利であるが、運転管理上から過負荷の問題を論ずるような時には微生物当りの負荷、すなわちkg-BOD₅/kg-MLVSS・dayを使うのが便利である。この微生物当りの負荷をF:M比と呼ぶこともある。

適正な負荷量は、装置形式や基質の種類によって違うので一概には言えないが、標準法では0.5kg-BOD₅/kg-MLVSS・day以下で運転されている。過負荷になるとどのような有機物の場合でもバルキングの原因になる傾向がある。

2-2-3 必要栄養素

一般に生物が生長するためには窒素、リン、カリ、マグネシウム、鉄およびその他の微量元素を必要とするが、活性スラッジの生物が増殖する場合も同様である。不足

した場合には低沈降性の糸状スラッジが生成されるが極端に少ない場合はスラッジの生成が認められない場合があるという。

2-2-4 毒性物質

毒性物質の影響は、これがどういう状態で流入するかによって異なってくる。すなわち、フェノール、シアンなどのような多くの毒性物質は、一時に多量に流入する場合にはショックを与えるが、少量ずつ常時流入する場合には、順化するまでの期間影響を与えるだけの物質もある。園田ら⁶⁾は酸素消費量自動測定装置を使い活性スラッジに対するシアンの阻害について連続的に測定した。その結果、スラッジ濃度2000ppmではシアンの濃度が10ppm以上になると阻害が著しいことを明らかにした。また、スラッジ濃度を低くしたところ、log phaseにおける増殖速度に対する影響よりもlag phaseに対する影響が大きく、シアンで馴養したスラッジではlag phaseが短かくなると同時に阻害剤の影響を受けにくくなることが認められている。

毒性物質は、それが糸状微生物に対してのみ毒性を示す場合は沈降性の良いスラッジが生成されるだろう。

重金属の多くは高濃度ですべての生物に毒性をもち、活性スラッジプロセスにも悪影響を及ぼすことは明らかである。しかし、低濃度の場合、例えば銅1ppm、ニッケル2ppm、亜鉛5ppm、クロム10ppm程度では活性スラッジの浄化機能を損うことはない。クロムを含んだ場合には、Sphaerotilusの発生を防ぐけれども、バルキングを防ぐ目的で6価クロムを使うことは決して勧められることではないという報告がある。⁷⁾

2-2-5 廃水流量、組成の急変

流入する廃水の濃度、組成あるいは水量の急激な変化を一般にショックロードと呼んでいる。流量の増大が著しい場合には、曝気槽での滞留時間が短縮され沈降槽での表面積負荷が増大する。このためスラッジが処理水とともに流出し、F:M比が過大になるまでMLSSが減少してしまうことがある。したがって、沈降槽の能力はできるだけ余裕をもたせておくことが必要である。SVIが悪化した時には、スラッジの返送比を100%くらいまで上げることは普通であるから、少なくとも通常の流入水量の2倍は扱えるようにしておかなければならない。さらに水量緩和設備の設置が望ましいが、処理量がぼう大な場合にはむずかしい問題である。一部には水量が増加した場合、一部を未処理のまま放流することが行われている例もある。

毒性物質によるショックロードの実験によると流出水の濁度は悪化するがSVIは変化しないという報告がある。^{8,9,10,11)} この場合はバルキングの原因になるのではなく、スラッジの解体(Deflocculation)を原因づけるも

のと推定されている¹⁾

有機物濃度が突発的に増加すると過負荷になり、その期間が長いとバルキングの原因になるが、短時間ならスラッジの沈降性には影響を及ぼさない。むしろ、ショックロードと休止の繰り返しを続けることによってバルキングが著しく抑制される場合がある¹²⁾ 曝気槽内において局部的に有機物濃度が高く、流れに沿って低減して行く場合、すなわち、スラッジが局部的にショックロードを受ける場合にもSVIは低い値を示す^{13,14)} これらの点については、バルキングの対策の項で詳述する。

2-3 曝気槽内の環境

活性スラッジプロセスは、曝気槽、沈降槽および返送管の三つの環境に大別できる。これらのうち、どれがスラッジの生物相を決定するかは明らかでないが、通常は曝気槽の滞留時間が最も長く、操作方法による環境の違いの影響も曝気槽が一番大きく受けるから、ここが重要な鍵となるだろう。

2-3-1 混合液のpH

KeefeとMeisel¹⁵⁾によるとpHが6～9の範囲内では影響は認められなかったが、それ以外のpH域では正常な活性スラッジは生成しないという。一般に工場において生物処理をしようとする場合、高アルカリ性の廃水が多量に出ることはなく、また微生物の代謝によって生成する炭酸ガスはpHを9以下に下げる効果があるので、プロセス内のpHが長期間9以上に保たれていることはないであろう。一方酸性廃水の場合は、中和するなど適切な処理をしないとpHが5以下になることがある。酸性ショックロードはスラッジ解体の原因になりSVIを悪化させる。

2-3-2 混合液の温度

30℃以上に水温を上げると極度に糸状性のスラッジが生成するという報告がある¹⁶⁾ 一方で、5℃以下に下げると糸状性バルキングを起こすが30℃では正常なスラッジが生成するという報告がある¹⁷⁾ など、水温とバルキングが直接関連があるとは言えない。しかし、水温が高い場合には、一般の微生物と同じように糸状微生物も増殖しやすい状態にあるので、他の条件のバランスがくずれると急速にバルキングを起す可能性があるといえよう。また、水温が低い場合には代謝能力が低下するので、相対

的に高負荷になりやすく注意を要する。

滝口¹⁸⁾は、表1に示すように、異なる温度で馴養された活性スラッジの化学成分の比較を行っている。それによると、全炭水化物量は、9℃では27℃に比べて2倍にもなっており、後出の脂肪性活性スラッジ説によればバルキングを起す条件がそろうことになる。

2-3-3 溶存酸素(DO)濃度

DO濃度についても温度の場合と同じように多くの実験がなされてきたが、Orfordら¹⁹⁾は既往の多くの実験データを解析し、混合液中のDO濃度とスラッジの沈降性の間に統計的な関係はないと述べている。

エアレーション量の増加がバルキングを抑制できるという研究があるが、エアレーションには酸素供給と混合液の攪拌という二つの作用があり、攪拌が強くなって滞留部の嫌気性雰囲気なくなるとい効果があると同時に、剪断力によってピンポイントフロックが生ずる可能性もある。

一般に曝気槽内のDO濃度は1ppm以上あればよいとされており、一時的にはこれを下回っても直接バルキングには結びつかない。装置の設計と運転管理が適正であれば、溶存酸素不足が原因でバルキングを起すことはないだろう。

一方、近年注目されている酸素曝気法では、溶存酸素濃度を8～10ppmに保つことによって沈降性のよい圧密性のあるスラッジを得ている。

3. バルキングの機構に関する仮説

バルキングを起こした活性スラッジは、健康を害した人間に例えることができよう。表面的な現象に対処するだけでなく、根本的な原因療法を見出すことがこの問題の真の解決になるのである。ここでは、バルキングの機構に関して立てられている仮説を紹介するが、原因になる微生物種がはっきりしていないので、いずれも決定的なものとはなっていない。

3-1 生物体の体積に対する表面積比(A/V比)に関連した仮説

糸状体は細菌の細胞塊よりも体積に対する表面積比は大きい。したがって、糸状微生物は溶解性基質、溶解性窒素あるいはリンおよび溶存酸素などに対してフロック形成生物と競合した場合に有利となって優占種になるであろうというのがA/V比仮説である。Pipes¹⁾はこの仮説によって基質過剰や溶存酸素欠乏などの場合に起るバルキングを説明できるとしているが、バルキングはこのほかの場合にも起こり、すべての場合を説明できるわけではない。バルキングを起こしている場合とそうでない場合における優占種となっている糸状微生物あるいはフロック形成微生物の種名がわかり、さらにそれらが純

表1 馴養温度の異なる活性スラッジの化学成分の比較¹⁸⁾

成分	馴養温度	9℃	18℃	27℃
水分	(%)	97.60	99.20	95.67
灰分	(乾燥重量%)	10.74	10.85	9.66
全炭水化物	(〃)	21.92	16.50	10.31
全窒素	(〃)	5.48	6.23	6.83
リン	(〃)	4.83	5.35	7.59

粹培養できれば室内実験によってこの仮説が検討できるだろう。実際に競合した場合に有利かどうか、反応速度論的な面から検討を加えることも必要であろう。

3-2 脂肪性活性スラッジ説

活性スラッジプロセスへの負荷が高すぎたり、有機物を完全に同化するのに必要とされている窒素とリンが存在しない場合などに、糸状微生物が多量の炭水化物や脂肪を細胞内に貯蔵して、活気がなくなり比重が減少するだろうという仮説である。H. W. van Gils²⁰⁾は炭素と窒素の比率を変えることによって微生物中に貯蔵される炭水化物の量と生菌数は表2のように変化すると報告し

表2 C/N比を変化させた合成下水中で生育した活性スラッジの乾燥重量、炭水化物量および生菌数²⁰⁾

槽	C/N比	乾燥重量 [mg/ℓ]	炭水化物 [乾燥重量%]	生菌数 [個/ml]
A	3	1251	3.1	5.2×10^7
B	10	1324	3.3	4.7×10^7
C	20	1124	6.1	3.5×10^7
D	40	900	6.2	2.5×10^7

ている。すなわち、窒素の量が相対的に減少すると炭水化物の含有量は増加している。廃水中に高濃度の炭水化物があって窒素が不足がちの場合には、窒素源を補給してやるのがバルキング防止の一条件になる。しかし、細胞内に栄養物を多量に貯蔵して微生物の比重が小さくなる場合は浮上スラッジの状態になることも考えられる。

3-3 選択的毒性仮説

糸状微生物よりもフロック形成生物に対して強い毒性を示すような物質が廃水中に含まれているとスラッジはバルキングを起こすだろうという仮説である。毒性物質としてはフェノール、シアン、アルデヒドなどが考えられるが、前にも述べたように馴致すると毒性を示さなくなるものもある。

水素イオンは糸状微生物よりもフロック形成微生物に対して強い毒性を示しpHが低いと活性スラッジは常に糸状性になるという。またpHが多少低くなると、フェノールや有機酸の毒性が相乗的に強くなる。

この仮説に類似したもの、糸状微生物は嫌気的環境に強いという説がある。嫌気性で発生する硫化物がフロック形成微生物に対してより強い毒性を示すのではないかと考えられる。

3-4 原生動物仮説

活性スラッジ中出现する原生動物が分散状の細菌細胞を捕食する結果フロック形成生物や糸状微生物が繁殖できるという仮説である。分散状の細菌細胞は糸状微生物よりもさらにA/V比が大きいので、もしこれの増殖をおさえる機構がないと基質に対する競合の結果分散状の細菌が優占種になるだろうということであるが、これ

は、糸状性バルキングの説明にはならない。Larsen²¹⁾は、原生動物が正常な活性スラッジ生物をも捕食してしまつてバルキングが起こるという説を出しているが、原生動物がフロック内の生物を捕食するためにフロック粒子を解体できることが証明されていないので充分な説得力がない。また、正常に運転され、処理水がきれいなときにはスラッジ中に原生動物が多いという現象とも反する。

3-5 細胞間における平衡仮説

正常な活性スラッジの生成はスラッジ中の微生物群と環境間の平衡あるいは微生物群の構成要素間の平衡が達成されているはじめてできるという仮説であるが、実際のプロセスよりも環境変動の少ない状態で行った実験でも微生物間の平衡は達成されないことがわかっている。

3-6 速度論を使った仮説²²⁾

微生物の増殖速度は一般に基質の組成と濃度によってきまってくるがこれは次に示すMonodの式で表わされる。

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S}$$

ここに μ : 比増殖速度 [1/hr]

$\mu_{\max}$: μ の最大値 (基質制限のない場合の比増殖速度) [1/hr]

K_s : 速度定数 (比増殖速度が最大値の1/2を示す時の基質濃度) [mg/ℓ]

S : 制限基質濃度 [mg/ℓ] である。

この式によると基質が高濃度の場合すなわち $S \gg K_s$ のときは、 μ は主に $\mu_{\max}$ によってきまり、逆に基質が低濃度の場合すなわち $S \ll K_s$ のときは μ は $\mu_{\max}$ とは直接関係なく K_s によってきまらるだろう。増殖定数 $\mu_{\max}$ と K_s は微生物種によって異なるから基質濃度と組成によって混合系中のどの微生物種が優勢になるかがきまると思われる。

Monodの式を混合系に適用する場合には総括的な増殖定数で考えることができると仮定すれば、微生物種の分布割合に変化が起こると総括増殖定数の変化となって現われることになる。

混合系を使い、種々の単一基質について得られた増殖定数のデータを解析して得た $\mu_{\max}$ と K_s の関係は図1のようになった。

例えば図1のラクトースについての結果をもとに混合系がただ二つの微生物種だけからなると単純化し、Monodの式を適用してみよう。種Aは $\mu_{\max A} = 0.2$ および $K_{SA} = 1$ 、種Bは $\mu_{\max B} = 0.5$ および $K_{SB} = 50$ であるとして増殖速度と基質濃度の関係を計算した結果が図2である。基質濃度が低いときは種Aの増殖速度は種Bのそれよりはるかに大きいから、種Aの混合系におけ

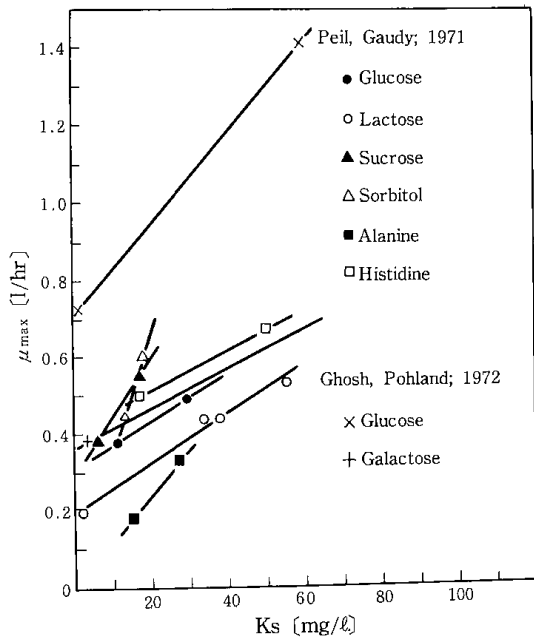


図1. $\mu_{\max}$ と K_s の関係²²⁾

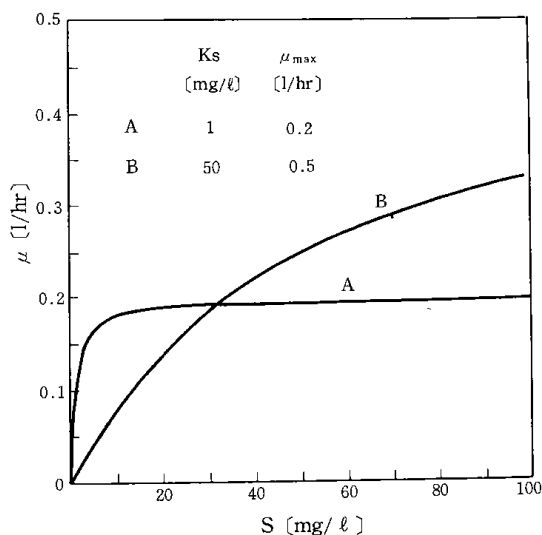


図2. 基質濃度と比増殖率の関係²²⁾

る割合は種Bに比べてずっと大きくなる。両曲線の交点以後ではこの関係が逆になり種Bの割合が大きくなる。糸状微生物が種A、そしてフロック形成微生物が種Bのような増殖特性をもっているとすれば、曝気槽内に基質濃度こう配をもたせることによってバルキングを抑制される現象が説明できる。すなわち、曝気槽入口の基質濃度の高い部分ではフロック形成微生物が増殖する。その後の基質濃度が低くなった部分で糸状微生物の増殖が起こるとしても、基質の絶対量が少ないので優勢となるには至らないということである。また、完全混合槽では基質が槽全体に希釈されるので低濃度となり、糸状微生物の増殖が常に有利になるのである。

しかし、この説によれば、低負荷の場合にバルキング

が起きやすいことになり矛盾が生ずるので完全な説明にはなりえない。

糸状微生物のみおよびフロック形成微生物のみの培養を行って増殖定数を確認することが必要になってくる。

4. バルキングの対策と抑制法

4-1 SVIが示すもの

SVIは、30分間SV [ml/l] をMLSS [g/l] で割って得られる値で沈降したスラッジのしまりの程度を表すので、スラッジの沈降性の指標として広く用いられている。SVIを高くする直接の原因はほとんどの場合糸状微生物の割合が増すことである。糸状微生物の増える原因は2で述べた通り決定的なものはわかっていない。

SVIは同じスラッジであってもMLSSによって値が異なる場合がある¹⁴⁾ので沈降性を示す万能な指標ではない。例えば図3と図4に示すような結果が得られている。

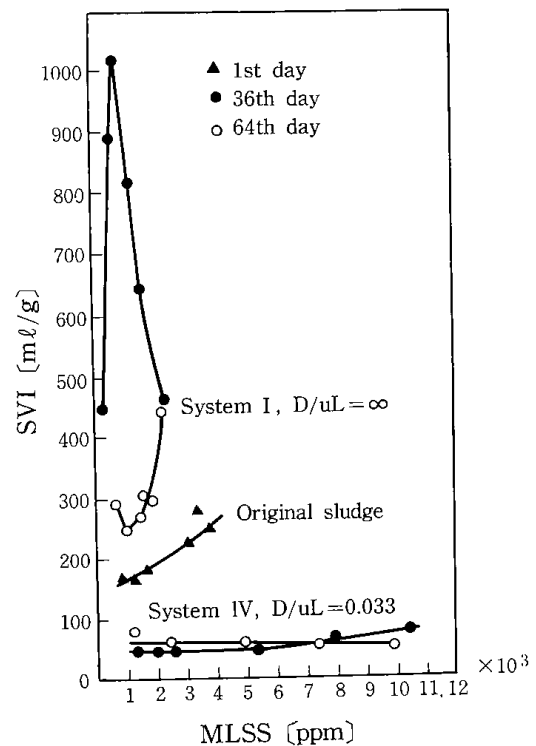


図3. SVIとMLSSの関係¹⁴⁾
(実験前期)

SVIが100ml/g以下のような沈降性の良いスラッジではMLSSが変わってもほとんど同じ値を示すが、糸状微生物が多く含まれているスラッジではMLSSの違いによって大きく変化することがあることが示されている。このことから、SVI値を示すにあたっては、どのようなMLSSで測定したかを付記することが必要になる。さらには、SVIは一定のMLSSのもとで表示したほうが比

較しやすくなると思う。

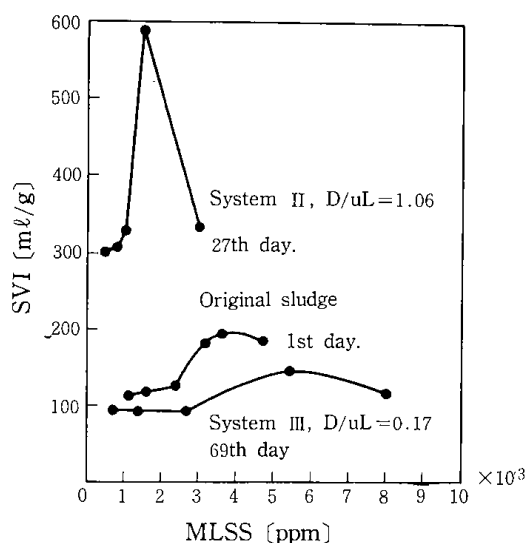


図4. SVI と MLSS の関係¹⁴⁾
(実験後期)

4-2 MLSSの調節

高いBOD負荷はバルキングをもたらしやすいと言われているのでスラッジ当りの負荷を低くする意味においてMLSSを高くすることはバルキング抑制の点から好ましいといえる。しかし、沈降槽における固液分離が正常に行われるためには限界が存在し、その限界の値は、SVIによって異なってくる。また、一定の曝気法の下では酸素供給が必要量だけ保証されることの面からもMLSSの値は限定される。標準法のプロセスでは曝気槽のMLSSは1500~5000ppmが採用されている。

流入水の水質が比較的安定している場合には、MLSSを一定に保つのは運転管理上簡単で便利な方法である。SVIが悪化すると沈降槽にスラッジが貯まってくるので、流入水量に対する返送比を通常値である25%から100%くらいにまで増加することがある。さらにSVIの悪化が続くと、ついにはスラッジが排出液とともに流出しはじめるので、これを余剰スラッジとして引き抜くことができるが、一時的に沈降槽における状態を良くはしても、スラッジの量が少なくなるのだから曝気槽におけるスラッジ当りの負荷を増大させることになる。したがってバルキングを助長することになる。

押し出し流れ系におけるような特殊な場合には例外もある²²⁾が、これは4-8で述べる。

4-3 スラッジ令の調節

スラッジ令はシステムにおけるスラッジの平均滞留時間(MCRT: Mean Cell Residence Time)であり次式で表わされる。

$$\begin{aligned} \text{MCRT}[\text{day}] &= \frac{\text{システム中の微生物量}[\text{kg}]}{\text{増殖微生物量}[\text{kg/day}]} \\ &= \frac{\text{システム中の微生物量}[\text{kg}]}{\text{抜き取り(流出)微生物量}[\text{kg/day}] + \text{自己消化量}[\text{kg/day}]} \end{aligned}$$

通常、スラッジ令としては5~7日が使われているが、このためには毎日システム中のスラッジ総量の1/5~1/7を引き抜くことが必要である(この中には処理水に同伴するSSを含む)。こうすることによりスラッジ当りの負荷が一定に保たれることが計算上導かれている。したがって安定な操作を続けることができる。スラッジの内容(真に活性な部分がどれくらいか)を考慮しなくてよいので運転管理上簡便で都合がよい。

Burchettら²³⁾は、抜き取りを自動化して活性スラッジプロセスの管理を省力化する方法を提案している。

4-4 必要栄養分の添加

2-2-3で述べたように、正常な活性スラッジが生長するためには有機物以外の栄養素が必要である。このうち窒素とリンを除いたものは微量でよいので廃水中に存在する量で間に合う。

窒素とリンも家庭下水には適当量以上に含まれているので問題にならないことが多い。しかし、工場廃水などで成分が偏っている場合にはBOD:窒素:リンの比が100:5:1になるように補なわなければならないと言われてきている。窒素、リン源としては経済性の面からそれぞれ液体アンモニアおよびリン酸を添加するのが有利である。

4-5 殺菌剤の添加

一般に殺菌剤を使って糸状微生物を殺菌する方法が提案されているが、この方法の採用にあたっては糸状微生物に選択的に作用することが条件になる。

4-5-1 塩素

塩素はこの目的に使うと言われており、返送スラッジ中に0.3~0.6% (乾燥スラッジ重量に対して) 添加することにより、バルキングを起こしたスラッジの沈降性を改善できるという。²⁴⁾しかし、塩素には強い殺菌作用があるので添加量には細心の注意をしないと活性スラッジ全体の機能を損うことになる。

4-5-2 過酸化水素

Coleら²⁵⁾は、殺菌剤として従来使われてきた塩素に代えて過酸化水素を添加した実験について報告している。

ベンチスケールテストは容量5ℓの完全混合型曝気槽で平均滞留時間3.34hr、返送比1:1で、家庭下水について行われた。DOは5ppm以上に保った。サンプル量が少ないのでSVIのかわりに25mℓのメスシリンダを使ったスラッジ濃度指標なる値を使ってH₂O₂添加の効果を示した(図5)。添加量は流入原水1ℓ当りのmg数で

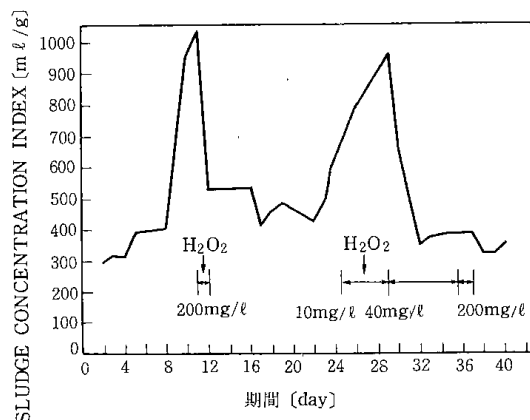


図5. H_2O_2 添加によるスラッジ濃度指標の変化²⁵⁾
(ベンチスケール)

示されており、返送部に加えている。結論的には200mg/Lの添加によって短時間で沈降性をよくすることができ、再び悪化するのを防ぐには40mg/Lの添加がよいとしている。

パイロットプラントテストはステップエアレーション方式のプラントで、スラッジ濃度が低くなってSVIが上昇した時に行われた。最初のケースでは20mg/Lを2日間、さらに40mg/Lを12日間添加したところ回復した。(図6)。次のケースでは200mg/Lを1日間添加したところ回復した。(図7)

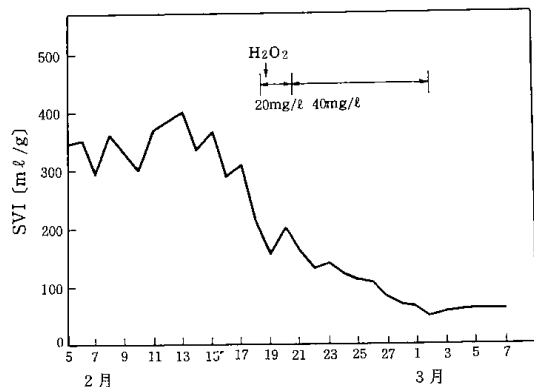


図6. H_2O_2 添加によるSVIの変化²⁵⁾
(ステップエアレーション)

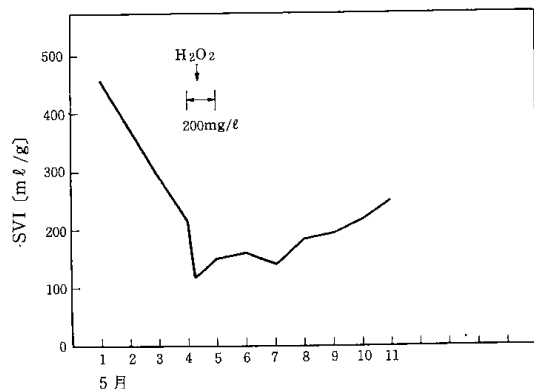


図7. H_2O_2 添加によるSVIの変化²⁵⁾
(ステップエアレーション)

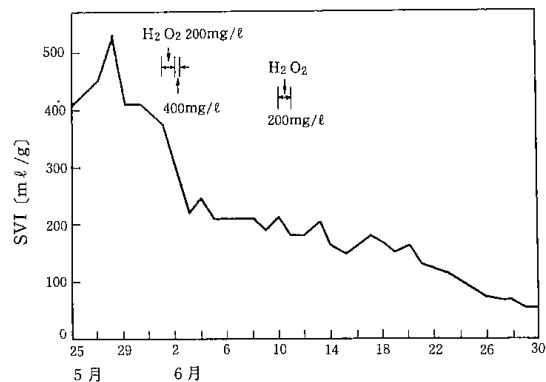


図8. H_2O_2 添加によるSVIの変化²⁵⁾
(酸素曝気)

また、酸素を使うUNOX法のプラントで操作条件を変えようとした際にバルキングが起きはじめたので流入量を減じて負荷を下げたが、図8に示すように H_2O_2 を添加するまでSVIの回復は思わしくなかった。 H_2O_2 の添加はまず200mg/Lを24時間続けた後、400mg/Lに増加して4時間行った。糸状微生物は減少したが、ステップ法におけるほどの劇的な変化はなかった。なお、400mg/Lの場合には、フロックの解体が観察された。SVIが200mL/g以下に下がるとSSの流出が止まるのでそれ以上 H_2O_2 を添加しなくても沈降性は除々によくなる。

Coleら²⁶⁾は別の報告で、酸素源として H_2O_2 を添加した場合の結果を報告している。これは、過負荷などでDO欠損になる場合に H_2O_2 を補助的な酸素源として装置に手をかけることなく対応するために考えられたものである。実験的に酸素源として H_2O_2 だけを使った場合(攪拌はスターで行った)と空気曝気の場合を比較した結果、基質の除去率はほぼ同じであったがスラッジの沈降性は H_2O_2 処理の場合非常に良かった。なお、処理水の濁度は多少悪かった。 H_2O_2 で処理した場合には硝化が抑制され、 NH_3 の除去率は大きく低下した。

沈降槽が嫌氣的雰囲気になると脱窒素が進行し、生成した窒素気泡がフロックについて浮上することがある。 H_2O_2 による酸素供給は曝気のような強い攪拌を必要としないので沈降槽への適用には好都合である。

実装置における実験の結果、DO欠損時に一時的に添加する場合にはコスト的にも有望であることがわかった(添加時において $\$0.0093/\text{m}^3$)。また、連続して添加した場合には、SVI改善の効果も得られ、バルキングが起きなくなった。コストとしては10mg/Lの連続添加で $\$0.0066/\text{m}^3$ であるという。

4-6 pH 調節

pHが6~9の範囲内では影響がないという報告は先に紹介したが、沢田ら²⁷⁾は、魚肉、清涼飲料、製糖などの食品加工場の廃水処理において、スラッジがバルレキ

ングを起した際に、曝気槽内がpH 6～7になるように硫酸で中和することによって処理水を悪化させることなく糸状微生物を駆除できたと報告している。

4-7 高濃度酸素曝気法

近年、アメリカのUCC社の開発したUNOX 法と呼ばれる酸素曝気活性スラッジ法が注目され、実プラントでの運転結果²⁸⁾やパイロットプラントによる試験結果

^{29,30,31,32)}が多く発表されている。代表的な運転成績を表3と表4に紹介する。曝気槽は気密構造で3～4段に分割されている。流入原水は返送スラッジとともに第1段にはいり高濃度の酸素で曝気をされながら逆混合されることなく最終段まで送られる。通常DOを8～10ppmで操作するが高濃度酸素の飽和濃度が高いため空気法に比べてはるかに大きい酸素移動推進力がある。UNOX法

表3 米国バタビヤでの最初のUNOX 大規模プラントの運転結果²⁸⁾

処理量	[m ³ /day]	9,500
滞留時間(流入水基準)	[hr]	1.6
DO	[ppm]	9.0
MLSS	[ppm]	7,000
MLVSS	[ppm]	4,500
BOD ₅ 容積負荷	[kg-BOD ₅ /m ³ ·day]	3.4
BOD ₅ スラッジ負荷	[kg-BOD ₅ /kg-MLVSS·day]	0.8
返送スラッジ濃度	[ppm]	30,000
返送比	[%]	34
SVI	[mℓ/g]	36
余剰スラッジ生成量	[kg-VSS/kg-BOD除去]	0.41
沈降槽表面積負荷	[m ³ /m ² ·day]	40

	流入水(ppm)	処理水(ppm)	除去率[%]
COD _{Cr}	325	97	71
BOD ₅	220	23	90
SS	174	19	89

表4 UNOX 法と空気法の比較

項 目	都 市 下 水 ³¹⁾		石油コンビナート排水 ³²⁾	
	UNOX	空 気 法	UNOX	空 気 法
DO [ppm]	4～10	1～2		
滞留時間(流入水基準) [hr]	1～3	3～8		
MLSS [ppm]	4500～8000	1000～3000		
MLVSS [ppm]	3500～6000	900～2600		
BOD容積負荷 [kg-BOD/m ³ ·day]	2.4～4.0	0.5～1.0	3.6～4.5	1.5～2.3
BODスラッジ負荷 [kg-BOD/kg-MLVSS·day]	0.4～1.0	0.2～0.6	0.6～0.9	0.2～0.3
返送スラッジ濃度 [ppm]	15000～35000	5000～15000	27000	12000
返送比 [%]	20～50	30～100	30～60	130
SVI [mℓ/g]	30～70	100～150	60～80	100
余剰スラッジ生成量 [kg-VSS/kg-BOD除去]	0.4～0.55	0.5～0.75	0.12	0.3～0.4
BOD除去率 [%]			96～98	99
pH _{IN} [—]			7.2	5.8
pH _{OUT} [—]			6.2	7.3

べてはるかに大きい酸素移動推進力がある。UNOX 法ではスラッジの沈降性・圧密性が良くなるのでMLSS濃度を高くして運転でき、したがって容積負荷を大きくすることができる。また、滞留時間を1.5~2hrとしても充分の性能を発揮する結果が得られている。余剰スラッジの生成量が少ないことも特徴に挙げられている。

曝気槽が多段構造になっていることから混合特性の効果も考えられ、単純に従来の空気法と比較するのは妥当でないと思うが、安価な酸素製造法と組み合わせているため設備費、運転費がともに少なくすむことを考慮に入れると今後普及するものと考えられる。

4-8 廃水の流入方法の違いによるバルキング抑制

効果

4-8-1 完全混合と押し出し流れ

環境条件や負荷条件が同じでも、曝気槽内の混合特性

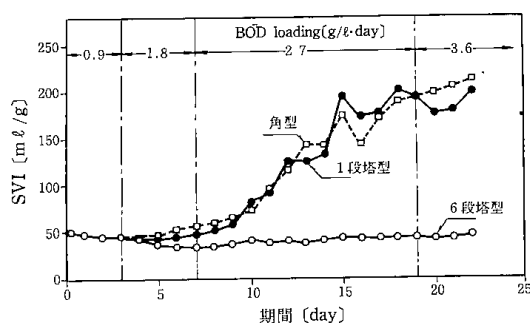


図9. 曝気槽形式によるSVI変化の違い¹³⁾

が完全混合型であるか押し出し流れ型であるかによってバルキングの起きやすさに大きな違いがあることが指摘されている。筆者ら¹³⁾は多段塔型曝気槽(15cmφ×3mH, 6段)を使用して活性スラッジ処理を行った場合に、同じ条件で同時に行った仕切りなしの塔型曝気槽(15cmφ×3mH)および角型曝気槽(70cmL×12cmW×70cmH)を用いた場合に比べて明らかにバルキングが抑制されることを見出した。このときのSVIの比較を図9に示す。また、6段塔の場合の各段のDOの様子を図10に示すが、BOD負荷が3.6g/l・dayの場合1段目におけるDOは約0.1ppmであり、また塔全体に比べ常時6倍の負荷が集中していることになる。このことから短時間のDO欠損や過負荷がそれだけではバルキングの原因にならないことがわかる。

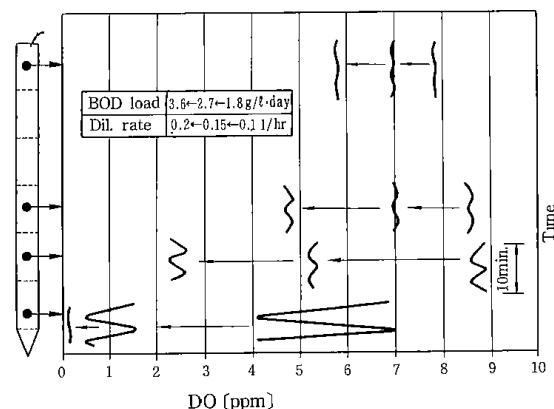


図10. 6段塔型曝気槽における各段のDO¹³⁾

表5 各システムの操作変数の平均値とスラッジの特性¹⁴⁾

変 数	単 位	シ ス テ ム			
		I D/uL=∞	II D/uL=1.06	III D/uL=0.17	IV D/uL=0.033
実験期間	[day]	70	30	80	70
平均値対象期間	[day]	35-65	27-30	47-77	35-65
曝気槽全容積	[ℓ]	4	4	4	4
滞留時間	[hr]	8	8	8	8
返送比	[%]	100~300	80~120	80~120	80~120
負荷	[kg-BOD/m ³ ·day]	0.84	0.84	0.84	0.84
	[kg-COD/m ³ ·day]	1.95	1.95	1.95	1.95
	[kg-BOD/kg-MLVSS·day]	0.48	0.28	0.31	0.30
	[kg-COD/kg-MLVSS·day]	1.11	0.65	0.73	0.69
MLSS	[ppm]	1900	3280	2940	3100
MLSS中のMLVSS	[%]	92.6	91.5	91.4	93.2
スラッジ令	[day]	3.0	4.8	4.7	4.5
SVI	[ml/g]	517	300	91	51
スラッジのCOD	[g/g-VSS]	1.40	1.25	1.43	1.42
スラッジのBOD ₅	[g/g-VSS]	0.62	—	0.70	0.59
曝気槽出口での比呼吸速度	[mg-O/g-VSS·hr]	14.0	9.4	13.9	16.2
MLVSSのN含有	[%]	10.1	13.9	13.0	10.0

Chudobaら¹⁴⁾は、糖類、脂肪酸類、アミノ酸類およびフェノール類を基質として得た知見を更に詳しく検討するため、でんぷんとペプトンを主要基質とし、総容積は4ℓであるがそれを1, 4, 8および16に分けた4種類の曝気槽（それぞれシステムI, II, IIIおよびIVとする）を使って活性スラッジ処理を行い、SVIの比較をした。実験条件および結果は表5に示してある。各システムによってSVIの値が著しい違いを見せていることがわかる。

混合特性を表わす拡散数 D/uL の逆数を横軸にとり、SVIと曝気槽内の最大CODの関係プロットした結果が図11である。各システムにおけるCODと比呼吸速度 r の流れに沿っての変化を示したのが図12~14である。CODと r はともに流れに沿って減少こう配を示しており、こう配の値は拡散数が小さくなるほど、すなわち押し出し流れに近づくほど大きくしかも最初の部分に集中している。これらの結果から結論として曝気槽内で基質濃度のこう配を維持することによってバルキングを抑制できると述べている。

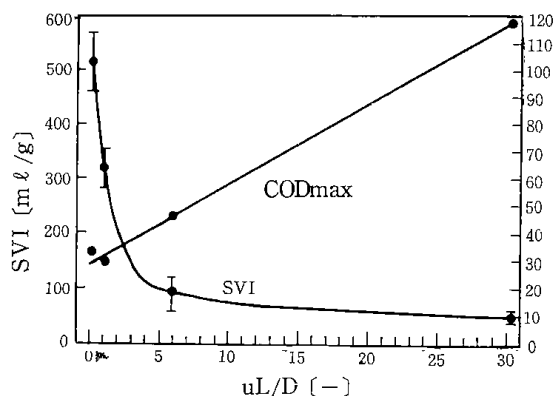


図11. SVI および CODmax と拡散数の逆数の関係¹⁴⁾
(SVIはMLSSが2000~3000ppmのときの値)

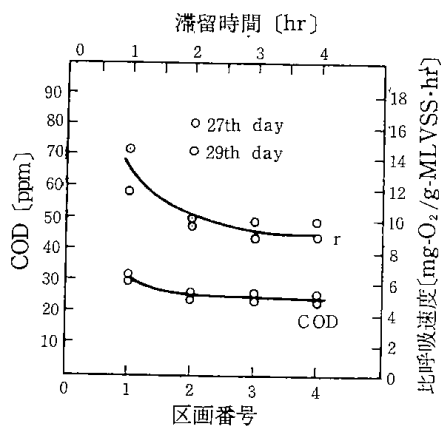


図12. 系にそってのCODおよび比呼吸速度の変化¹⁴⁾
(システムII)

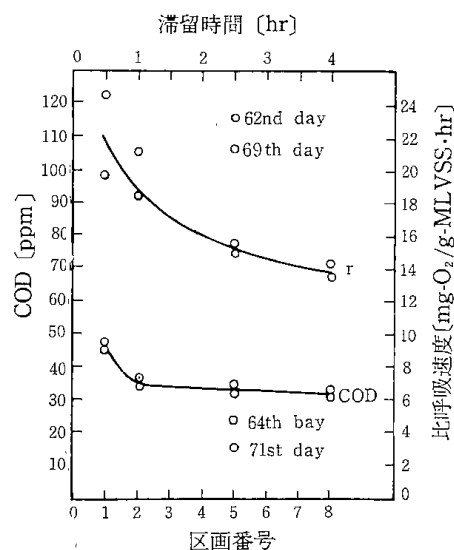


図13. 系にそってのCODおよび比呼吸速度の変化¹⁴⁾
(システムIII)

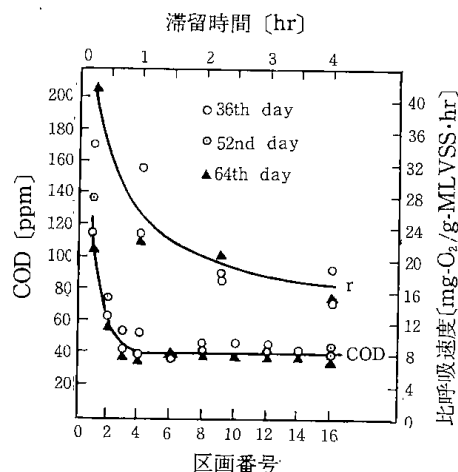


図14. 系にそってのCODおよび比呼吸速度の変化¹⁴⁾
(システムIV)

Besik³³⁾は、7段の向流式多段塔型曝気槽を使った廃水処理を行い、4.25から23.5lb-BOD/lb-MLVSS・dayという高い負荷で30日間安定に良好なBOD除去率を保つことができたと報告している。なお、MLVSSは1600~6500ppm、返送比は100~200%であった。

4-8-2 糸状微生物淘汰の有無

Chudobaら²²⁾は、押し出し流れに近い曝気槽では基質の濃度こう配がはじめの部分に集中している事実をもとに、糸状微生物の淘汰はこの部分で行われると考えた。そこで、曝気槽のはじめの部分に淘汰槽と名づける拡散数の小さな部分を設置して実験を行った。システムS3は容量0.25ℓの完全混合槽を3個直列にして淘汰槽とし、その後に3.25ℓの完全混合槽を設けたものであり、システムS5は容量0.15ℓの完全混合槽を5個直列にして淘

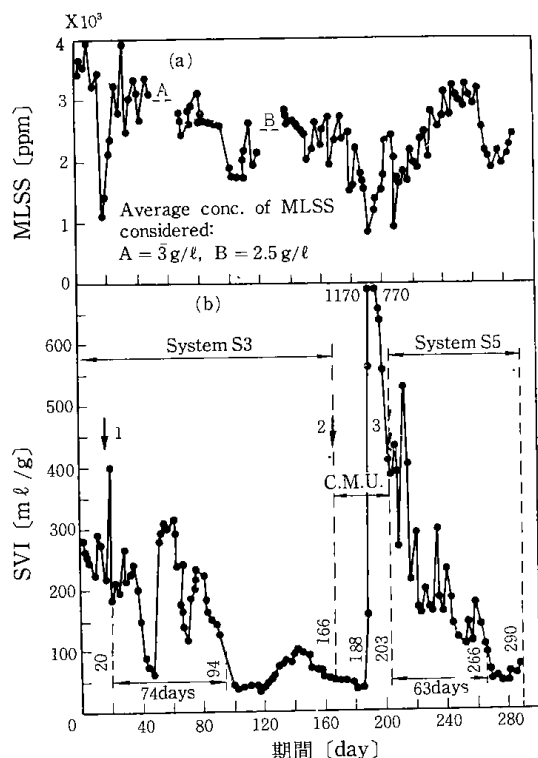


図15. 淘汰槽を設置した場合のSVIとMLSSの変化²⁴⁾

汰槽としたものである。種スラッジを入れてからの実験経過を図15に示す。はじめは淘汰槽における濃度こう配が小さくSVI改善の様子は見られなかったが、矢印1のところで混合液を引き抜いて負荷を高くし、濃度にこう配をつけたところ次第に安定していった。この結果を見るかぎりS3とS5にバルキングを回復させる能力には大きな差があるとは思われなく、いずれにしても長期間を要する。しかし、安定状態を維持するには有効な手段となるだろう。

4-8-3 連続法とfill and draw法

押し出し流れの曝気槽においては流れに沿って基質濃度こう配ができるが、スラッジ側から見ると濃度が徐々に減少している環境の中を移動していくことになる。すなわち時間的に変化する環境の中にいるのと同じことになり、fill and draw法で模擬できることになる。園ら²⁴⁾は、食品工場廃水を連続法とfill and draw法で処理して図16のような結果が得られたと述べている。森永乳業が開発した回分式のMOラグーンシステムは廃水量が1日のうちで変動が大きい場合に適した低負荷処理法であるが、実装置においてfill and draw法が適用されている例といえよう。

筆者ら¹²⁾は、fill and draw法ではないが、完全混合型の曝気槽に基質を間欠的に供給することによって基質濃度に時間的な変化を与え、間欠時間間隔がSVIに与える影響について図17に示す結果を得た。常時基質がある

環境下では非常にバルキングを起こしやすいことがわかる。

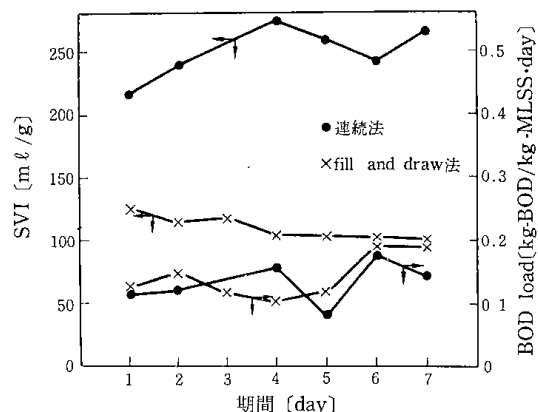


図16. 連続法とfill and draw法におけるSVIの比較²⁴⁾

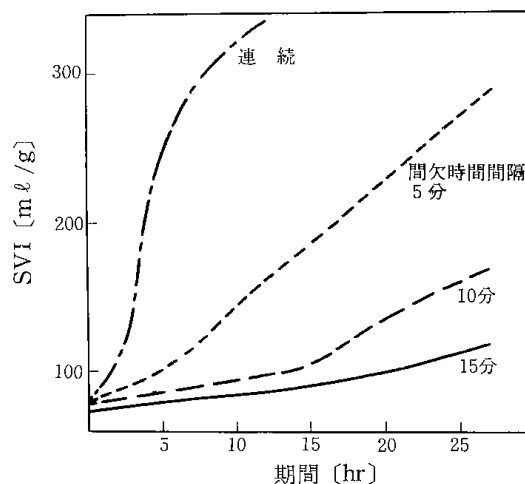


図17. 間欠時間間隔によるSVI時間変化の違い¹²⁾
(負荷1.8 g-BOD₅/l·day, MLSS = 2500ppm, 25°C)

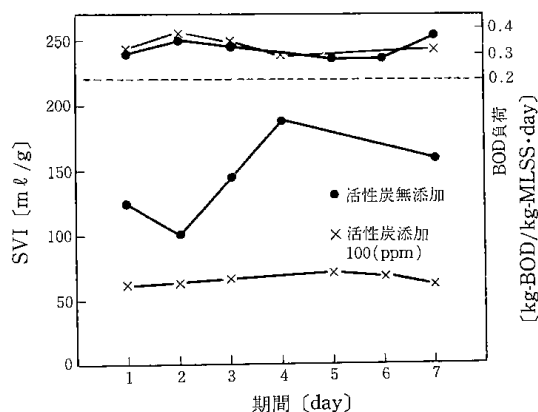


図18. 粉末活性炭による沈降性改善の効果²⁴⁾

4-9 スラッジ重量化剤の添加

バルキングが発生した場合、その処置として、スラッジの比重を大きくする意味から、硫酸バンド、塩化第2鉄、消石灰、消化スラッジ、粉末活性炭、粉末ゼオライト等を添加することがしばしば行われている。園ら²⁴⁾は、食品工場廃水処理の際に、曝気槽中に粉末活性炭を100ppm（流入原水に対する添加量は7ppm）となるように断続的に投入し、その効果を調べた。その結果は図18に示すようにバルキングスラッジの沈降性を大巾に改善できた。検鏡の結果では、活性炭を核としてその周辺をZoogloeaが密にとり囲んだ状態になっており、単に比重を高めるだけでなく凝集性のよいスラッジを作るのであろうと述べている。関川³⁴⁾は、混合系に磁性体を添加し、沈降槽の入口で磁化させることによって凝集性を増し、バルキングを起こしたスラッジの固液分離を可能にする方法の運転結果について述べている。

4-10 嫌気性雰囲気気の排除

Farquharら⁴⁾は、バルキングの原因になる糸状微生物の一種であるThiothrixの増殖が硫化水素の存在で活発化するとし、廃水中の硫化物を処理するか、曝気槽にはいる前に硫化水素が発生しないように好気性雰囲気気に保つことによってThiothrixが原因になっているバルキングを防止できると述べている。

5. バルキング発生機構の解明と防止対策をすすめる上での今後の課題

これまで述べてきたように、バルキングの機構についてはいろいろな仮説が出されているだけである。したがって、防止対策といっても手さぐりで対症療法を探しているに過ぎないと言えよう。現在提案されている対策の中で効果があると思われるものとしては、

○曝気槽を押し出し流れ型にして基質濃度にこう配をつける（毒性物質のショックロードに留意）

○基質濃度に時間的変化をつけるために fill and draw 法を採用する。

○DO を高くして運転する（高濃度酸素曝気法）

○H₂O₂ を添加する

などを挙げることができよう。

今後早い時期に原因療法が確立されてほしいものである。そのためには、糸状微生物およびフロック形成微生物について増殖速度のデータを得、基質の違いや環境の違いによって各々がどのような影響を受け、競合した場合にどちらが優勢になるかなどを調べる必要があると思われる。また、それに先立って糸状微生物の正体を明らかにしなければならない。

いずれにしても、バルキングの対策の研究は、活性スラッジ法に匹敵する歴史を持ちながら今だに明確な解決

法が見つかっていないのだから、今後も簡単に解決できる問題ではなさそうである。

文 献

- 1) Pipes, W.O.: Advances in Microbiology, **9**, 185 (1967), 松本利通訳: 下水道協会誌, **6**, No.67, 15 (1969)
- 2) Kraus, L.S.: Sewage Works J., **21**, 613 (1949)
- 3) Buswell, A.M. and H.L. Long: Jour. Amer. Water Works Assn., **10**, 309 (1923)
- 4) Farquhar, G.J. and W.C. Boyle: Jour. WPCF, **43**, 603 (1971)
- 5) *idem*: *ibid*, **44**, 14 (1972)
- 6) 園田, 熊谷, 中田: 醸工誌, **50**, 313 (1972)
- 7) 東京大学工学部都市工学科衛生工学教室, 重金属の生物処理に及ぼす影響, 日本下水道協会 (1968) p.11
- 8) Edwards, G.P. and F.E. Nussberger: Sewage Works J., **19**, 598 (1947)
- 9) Ludzack, F.J., R.B. Schaffer and R.N. Bloomhuff: Jour. WPCF, **33**, 492 (1961)
- 10) Ludzack, F.J. and R.B. Schaffer: *ibid*, **34**, 320 (1962)
- 11) Barth, E.F., M.B. Ettinger, B.V. Salotto and G. M. McDermott: Jour. WPCF, **37**, 86 (1965)
- 12) 田中, 園田: 第11回総合シンポジウム前刷集, 化学工学協会, p.75
- 13) 園田, 田中, 石田: 醸工誌, **51**, 813 (1973)
- 14) Chudoba, J., V. Ottova and V. Madera: Water Res., **7**, 1163 (1973)
- 15) Keefer, C.E. and J. Meisel: Sewage Ind. Wastes, **23**, 982 (1951)
- 16) Dougherty, M.H. and R.R. McNary: *ibid*, **30**, 1263 (1958)
- 17) Ludzack F.J., R.B. Schaffer and M.B. Ettinger: Jour. WPCF, **33**, 141 (1961)
- 18) 滝口: 水処理技術, **12**, 35 (1971)
- 19) Orford, H.E., H. Heukelekian and E. Isenberg: Conf. Biol. Waste Treat., 3rd, Manhattan Coll., New York, 1960. preprints pp. 68~84
- 20) Van Gils, Ir. H.W., 須藤隆一訳: 活性汚泥の細菌学, 産業用水調査会 (1973) p.54
- 21) Larsen, W.A.: Munic. Sanit., **7**, 52 (1936)
- 22) Chudoba, J., P. Grau and V. Ottova: Water Res., **7**, 1389 (1973)
- 23) Burchett, M.E. and G. Tchobanoglous: Jour. WPCF, **46**, 973 (1974)
- 24) 園, 久新: ケミカルエンジニアリング, 7月号, 37 (1974)

(66)

- 25) Cole, C.A., J.B. Stamberg and D.F. Bishop: Jour, WPCF, **45**, 829(1973)
- 26) Cole, C.A., L.D. Ochs and F.C. Funnel: *ibid*, **46**, 2579(1974)
- 27) 沢田, 脇本: 第10回下水道研究発表会講演集(1973), p.258
- 28) Aldertson, J.G., J.R. McWhirter, E.K. Robinson and N.P.Valhdieck: "Investigation of the Use of High Purity Oxygen Aeration in the Conventional Activated Sludge Process", FWQA Department of the Interior Program No.17050, DNW Contract No. 14-12-465, May, 1970
- 29) 広岡: 第10回下水道研究発表会講演集(1973)p.158
- 30) 清水: *ibid* p.167
- 31) 織井: ケミカルエンジニアリング, 7月号, 42 (1974)
- 32) 川田, 鈴木: 第10回下水道研究発表会講演集(1973) p.273
- 33) Besik, F.: Water and Sewage Works, Sep.122 (1973)
- 34) 関川: 第11回総合シンポジウム前刷集, 化学工学協会(1973)p.80

北海道工業開発試験所報告

第 11 号

昭和51年3月17日 印刷
昭和51年3月18日 発行

発 行 所 工業技術院北海道工業開発試験所
札幌市豊平区東月寒41-2
電 話 札幌 (851) 0 1 5 1

印 刷 所 株式会社 正文舎 印刷所
札幌市白石区菊水2条1丁目
電 話 札幌 (811) 7 1 5 1 ~ 3
