

# エアリフト二重管縦型下水処理反応器 における液流動に関する研究

藤原 拓<sup>1</sup>・宗宮 功<sup>2</sup>・津野 洋<sup>3</sup>・奥野芳男<sup>4</sup>

<sup>1</sup>学生会員 工修 京都大学大学院博士課程 工学研究科環境工学専攻 (〒606-8501 京都市左京区吉田本町)

<sup>2</sup>正会員 工博 京都大学教授 工学研究科環境工学専攻 (〒606-8501 京都市左京区吉田本町)

<sup>3</sup>正会員 工博 京都大学教授 工学研究科附属環境質制御研究センター (〒606-8501 京都市左京区吉田本町)

<sup>4</sup>アタカ工業株式会社 技術研究所 (〒551-0022 大阪市大正区船町 2-2-11)

本研究では、反応器断面あたりの空気流量( $U_{go}$ )が少なくかつ内管径の反応器径に対する比( $D_1/D_0$ )が低い条件下において運転される二重管縦型下水処理反応器の液流動に関して理論的および実験的検討を行った。その結果、本反応器の液循環流速に関する経験式を提示し、各種装置条件および各種  $U_{go}$  条件における液循環流速の予測を可能にした。また、実測値および経験式による予測値に基づき考察した結果、液循環流量( $Q_L$ )は曝気を行う内管部の断面積の反応器断面積に対する比( $A_1/A_0$ )にほぼ比例することを明らかにした。さらに、 $U_{go}=0.0005\sim 0.005\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 、 $A_1/A_0=0.02\sim 0.14$  の範囲では外管部下降時間は外管部断面積の内管部断面積に対する比( $A_{in}/A_1$ )にほぼ比例することを明らかにした。

**Key Words :** fluid mechanism, draft-tube, air lift, circulating liquid flow, aeration

## 1. はじめに

筆者らは二重管縦型下水処理反応器を用いた下水からの効率的窒素除去法の開発研究を行っている。本反応器では内管部において曝気を行うことにより、内管部を上昇し外管部を下降する循環流が生じる。内管部において曝気に伴う溶存酸素濃度(DO)の増加が、外管部においては微生物による酸素消費活性に伴うDOの減少が生じるため、反応器内で好気・無酸素の両ゾーンの形成が可能となり、その結果単一反応器内での硝化・脱窒処理が可能となる<sup>1)</sup>。

本反応器での装置因子としてのドラフトチューブ径と反応器径の比( $D_1/D_0$ )は液循環流速に影響を及ぼし、外管部において確実に無酸素ゾーンを作成するためには $D_1/D_0$ を小さくする必要があることが明らかになっている<sup>2)</sup>。また、その結果 $D_1/D_0$ が窒素除去率にも影響を及ぼす<sup>3)</sup>ことも明らかになっている。

ドラフトチューブ付気泡塔の液流動に関する研究

は化学工学の分野において行われてきた<sup>4),5),6),7),8),9),10)</sup>。

表-1に既往研究および本研究における反応器断面あたりの空気流量( $U_{go}$ )および $D_1/D_0$ の範囲をまとめて示す。二重管縦型下水処理反応器においては、上述したように外管部に無酸素ゾーンを作成するために、外管部への気泡の巻き込みがほとんどない条件が要求され、 $D_1/D_0$ および $U_{go}$ が低い条件で運転する必要がある。しかしながら、 $D_1/D_0$ が0.4以下という低い条件で行われた研究は従来ほとんどない。また、 $U_{go}$ に関してもほとんどが本研究と比較して1オーダー大きい条件下における研究である。Wachiらは本研究と近い条件下でも実験を行っているが、彼等が提示した液循環流量予測式はその係数(流路縮小係数)を実際に実験により求める必要があり、設計段階で液循環流量を予測する事ができない。さらに、予測式構築に当たり摩擦損失を無視しているため、4m~6mの有効水深を想定している二重管縦型下水処理反応器においてその予測式を直接適用することは

表-1 既往研究および本研究における実験条件

研究者	文献番号	$D_i/D_o(-)$	$U_{go}(m^3/(m^2 \cdot s))$
本研究	-	0.19-0.36	$5.8 \times 10^{-4} - 4.9 \times 10^{-3}$
Koideら	4	0.47-0.74	$9.8 \times 10^{-3} - 1.6 \times 10^{-1}$
Wachiら	5	0.23-0.77	$1.0 \times 10^{-3} - 2.1 \times 10^{-2}$
Koideら	6	0.47-0.74	$1.9 \times 10^{-3} - 1.3 \times 10^{-1}$
Koideら	7	0.47-0.74	$1.6 \times 10^{-3} - 2.3 \times 10^{-1}$
Kawaseら	8	0.39-0.64	$5.7 \times 10^{-3} - 4.6 \times 10^{-2}$
Weiland	9	0.59-1	$7.7 \times 10^{-4} - 2.5 \times 10^{-2}$
寺沢ら	10	0.53-0.65	$3.0 \times 10^{-2} - 1.7 \times 10^{-1}$

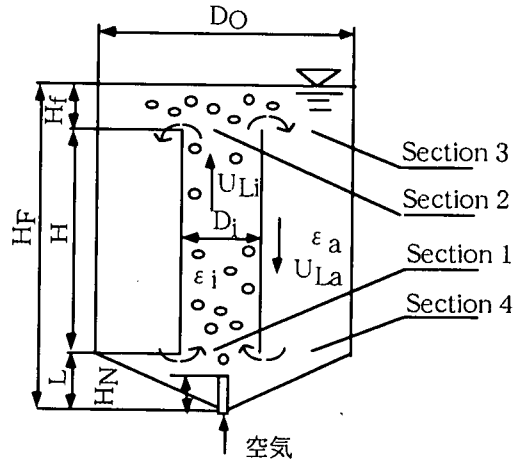


図-1 二重管縦型下水処理反応器の液循環概念図

困難であると考えられる。したがって、 $U_{go}$  が少なく、かつ  $D_i/D_o$  が小さい条件下においてドラフトチューブ径、反応器有効水深、ドラフトチューブ高さなどの装置因子が液循環流速に及ぼす影響を把握し、液循環流速予測式を確立することは二重管縦型下水処理反応器を設計する上で極めて重要である。

そこで、本研究では  $U_{go}$  が少なくかつ  $D_i/D_o$  が小さい条件下において適用可能な循環流速予測式を実験的および理論的に確立し、予測式および実測値により各装置因子が二重管縦型下水処理反応器の液循環流動に及ぼす影響について検討することを目的としている。

## 2. 液循環流速予測式の確立方法

### (1) 理論的考察

図-1 に二重管縦型下水処理反応器における液循環の概念図を示す。ここで、セクション1~4の間の運動量およびエネルギー収支は  $H_N \leq L$  すなわち散気位置がドラフトチューブ下端より下部にある場合には以下の式で与えられる。

$$P_1 - P_2 = \Delta P_{fi} + \rho_L g H (1 - \epsilon_j) \quad (1)$$

$$P_2 - P_3 = \Delta P_u + \frac{\rho_L}{2} \left\{ \left( \frac{U_{La}}{1 - \epsilon_a} \right)^2 - \left( \frac{U_{Li}}{1 - \epsilon_i} \right)^2 \right\} \quad (2)$$

$$P_3 - P_4 = \Delta P_{fa} - \rho_L g H (1 - \epsilon_a) \quad (3)$$

$$P_4 - P_1 = \Delta P_L + \frac{\rho_L}{2} \left\{ \left( \frac{U_{Li}}{1 - \epsilon_i} \right)^2 - \left( \frac{U_{La}}{1 - \epsilon_a} \right)^2 \right\} \quad (4)$$

式(1)~(4)を加えることにより次式を得る。

$$\rho_L g H (\epsilon_i - \epsilon_a) = \Delta P_L + \Delta P_u + \Delta P_{fa} + \Delta P_{fi} \quad (5)$$

また、 $H_N > L$  の場合には式(5)に対応する式(6)を得る。

$$\rho_L g \epsilon_i (H + L - H_N) - \rho_L g H \epsilon_a = \Delta P_L + \Delta P_u + \Delta P_{fa} + \Delta P_{fi} \quad (6)$$

式(5),(6)より、内管部と外管部の静圧の差が液循環の推進力となり、これが液循環の過程にあるすべての圧力損失とつりあうことが示されている。

### (2) 液循環流速予測手順

本研究では上記の理論考察に基づき、図-2 に示す手順で二重管縦型下水処理反応器の液循環流速の予測方法を確立した。まず第一に、 $\Delta P_i$ ,  $U_{La}$  および  $U_{go}$  の実測値を用いて、 $\epsilon$ ,  $\Delta P_{fi}$ ,  $\Delta P_{fa}$ ,  $\Delta P_L$ ,  $\Delta P_u$  および  $U_{Li}$  の算出を行った。これらの算出値および実測値に基づいて得られた各項目の回帰式を式(5)あるいは(6)に代入することにより、式(5)あるいは(6)は  $U_{La}$ ,  $U_{go}$ , 装置因子および液物性の関数として表現される。したがって、 $U_{go}$ , 装置因子および液物性を与え、試行錯誤計算を行うことにより  $U_{Li}$  を決定できる。以下、各項目の算出方法について述べる。

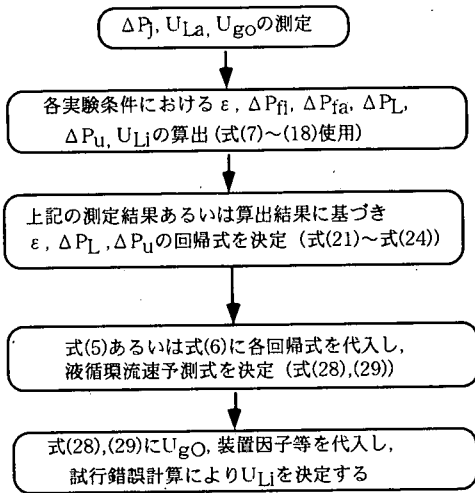


図-2 液循環流速予測方法確立の手順

### a) $\Delta P_{fi}$ および $\Delta P_{fa}$

摩擦損失  $\Delta P_{fi}$  および  $\Delta P_{fa}$  は、管水路における摩擦損失を表す Hazen-Williams 式および二相流時の補正係数  $\phi$  を用いて次式により表される<sup>11)</sup>。

$$\Delta P_{fi} = \phi \cdot 1.35 \cdot C^{-1.85} \cdot U_{Li}^{1.85} \cdot R_i^{-1.17} \cdot H \cdot \rho_L \cdot g \quad (H_N < L \text{ の場合}) \quad (7)$$

$$\Delta P_{fi} = \left\{ (H + L - H_N) \phi + (H_N - L) \right\} \cdot 1.35 \cdot C^{-1.85} \cdot U_{Li}^{1.85} \cdot R_i^{-1.17} \cdot \rho_L \cdot g \quad (H_N \geq L \text{ の場合}) \quad (8)$$

$$\Delta P_{fa} = 1.35 \cdot C^{-1.85} \cdot U_{La}^{1.85} \cdot R_a^{-1.17} \cdot H \cdot \rho_L \cdot g \quad (9)$$

ここで、流速係数  $C(-)$  は、測定位置  $h(m)$  (反応器底からの距離) ( $L \leq h < H_N$ ) における無曝気時と曝気時の静圧差  $\Delta P_h$  とセクション1における静圧差  $\Delta P_1$  との差および  $U_{Li}$  を測定あるいは算出することにより、式(10)を用いて決定できる。

$$\Delta P_1 - \Delta P_h = 1.35 \cdot C^{-1.85} \cdot U_{Li}^{1.85} \cdot R_i^{-1.17} \cdot (h - L) \cdot \rho_L \cdot g \quad (10)$$

二重管縦型下水処理反応器においては、外管部下において無酸素ゾーンを作成するために、10cm/s 程度以下という低い外管部下降流速 ( $U_{La}$ ) で運転している。また、単一気泡の上昇速度は気泡径が 0.2cm

～1cm 程度の場合にはおよそ 25～30cm/s 程度であることが明らかになっている<sup>12)</sup> ことから、外管部摩擦損失  $\Delta P_{fa}$  の算出の際には単相流として扱おうと考えられる。

二相流時の摩擦損失は、単相流時の摩擦損失に補正係数  $\phi$  を乗じることで計算され、この補正係数  $\phi$  は、Lockhalt と Martinelli が気液とも乱流の場合には次式に示すパラメーター  $X_t$  を定義し、式(12)により表現している<sup>13)</sup>。

$$X_t = \left( \frac{W_L}{W_g} \right)^{0.9} \left( \frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0.5} \left( \frac{\mu_L}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad (11)$$

$$\phi = 1 + \frac{21}{X_t} + \left( \frac{1}{X_t} \right)^2 \quad (12)$$

しかしながら、このパラメーター  $X_t$  に関しては水平管に関しては良い相関をえるものの、垂直管に関しては明らかに実測値よりも低い値を示すことが指摘されている<sup>14)</sup>。Davis<sup>14)</sup>はこの点を改善すべくパラメーター  $X_d$  を次式で定義し、 $X_t$  の代わりに  $X_d$  を用いることにより垂直管二相流の摩擦損失を  $\pm 10\%$  以内で相関できたとしている。

$$X_d = 0.19 \cdot \left( \frac{W_L}{W_g} \right)^{0.9} \left( \frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0.5} \left( \frac{\mu_L}{\mu_g} \right)^{0.1} \left\{ \frac{(U_L + U_g)^2}{D \cdot g} \right\}^{0.185} \quad (13)$$

液-乱流、気-層流領域における垂直管への補正係数は明らかになっていないこと、また Davis はこの領域のデータについてもこの補正が有効であるとしていることから、液-乱流、気-層流領域にある本研究の実験条件下においても、式(12)および式(13)を用いて二相流摩擦損失補正係数  $\phi$  を表現することにする。以上により、 $\Delta P_{fi}$  および  $\Delta P_{fa}$  を算出できる。

### b) $\varepsilon_j$ および $\varepsilon_a$

無曝気時の静圧を  $P_{j0}$  ( $j=1-4$ )、セクション  $j$  における曝気時と無曝気時の静圧差を  $\Delta P_j$  とすると、式(1)に対応する式(14)を得る。

$$\Delta P_1 - \Delta P_2 = \Delta P_{fi} - \rho_L \cdot g \cdot H \cdot \varepsilon_i \quad (14)$$

同様に、式(2)～(4)に対応する以下の式を得る。

$$\Delta P_2 - \Delta P_3 = \Delta P_u - \frac{\rho L}{2} \cdot \left\{ \left( \frac{U_{La}}{1 - \varepsilon_a} \right)^2 - \left( \frac{U_{Li}}{1 - \varepsilon_i} \right)^2 \right\} \quad (15)$$

$$\Delta P_3 - \Delta P_4 = \Delta P_{fa} + \rho L \cdot g \cdot H \cdot \varepsilon_a \quad (16)$$

$$\Delta P_4 - \Delta P_1 = \Delta P_L + \frac{\rho L}{2} \cdot \left\{ \left( \frac{U_{Li}}{1 - \varepsilon_i} \right)^2 - \left( \frac{U_{La}}{1 - \varepsilon_a} \right)^2 \right\} \quad (17)$$

したがって、 $\Delta P_1 - \Delta P_2$ の実測値と $\Delta P_u$ の算出値を用いることにより、式(14)より $\varepsilon_i$ を算出できる。また、同様に式(16)より $\varepsilon_a$ を算出できる。

### c) $\Delta P_u$ および $\Delta P_L$

$\Delta P_2 - \Delta P_3$ および $U_{La}$ の実測値および $U_{Li}$ ,  $\varepsilon_i$ , および $\varepsilon_a$ の算出値を用いることにより、式(15)より $\Delta P_u$ を算出できる。また、同様に式(17)より $\Delta P_L$ を算出できる。なお、 $U_{Li}$ は次式により算出できる。

$$U_{Li} = U_{La} \times \frac{A_a}{A_i} \quad (18)$$

## 3. 実験方法

### (1) 実験装置および実験条件

本研究で用いた実験装置を図-3に示すとともに、その諸元を表-2に示す。反応器は内径0.298 m,有効水深6.00 mであり、同心円状に3種類のドラフトチューブを挿入しうる構造となっている(装置No.1,2,3)。上述した理由により、本研究では $D_i/D_o$ が0.188~0.359と小さい範囲で実験を行った。ドラフトチューブ下端から反応器底までの距離(L)は0.1mで、またドラフトチューブ上端から水面までの距離( $H_i$ )は0.4mで各々一定とした。液体は水道水を用いた。空気流量は空気流量計により測定した後、空気圧力および空気温度を用いて20℃、一気圧の値に補正した。散気装置はボールフィルターを用いた。なお、発泡面積率 $\omega$ (ボールフィルター投影断面積/反応器断面積)は2%とした。

各々のドラフトチューブ径の装置を用いて表-3に示される条件の実験を行った。 $H_N$ はRun 1においては0mとし、Run 2においては0.5mとした。また、これらとは別に流速係数Cの算出のために $H_N$ が3m

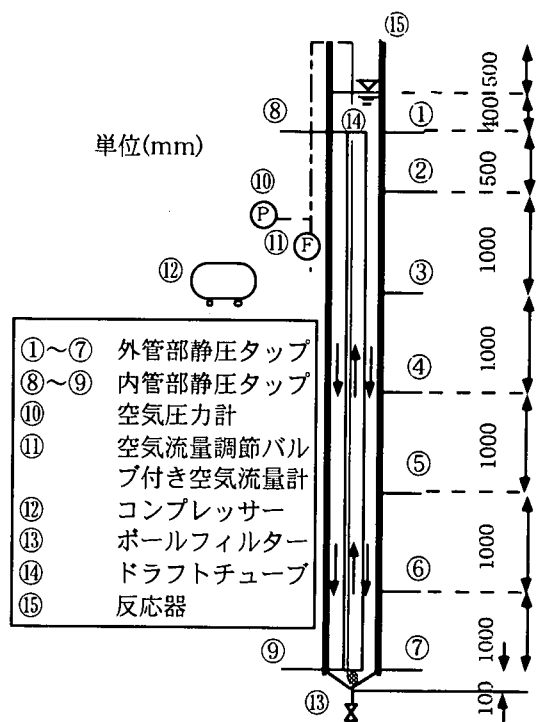


図-3 実験装置概念図

表-2 実験装置諸元

装置 No.	1	2	3
$D_i$ (m)	0.056	0.077	0.107
$D_o$ (m)	0.298		
$t_a$ (m)	0.002	0.007	0.0035
V(m <sup>3</sup> )	0.412	0.405	0.407
$D_i/D_o$ (-)	$1.88 \times 10^{-1}$	$2.58 \times 10^{-1}$	$3.59 \times 10^{-1}$
$A_i/A_o$ (-)	$3.53 \times 10^{-2}$	$6.68 \times 10^{-2}$	$1.29 \times 10^{-1}$
$A_i/A_n$ (-)	$3.68 \times 10^{-2}$	$7.33 \times 10^{-2}$	$1.51 \times 10^{-1}$
$R_i$ (m)	$5.95 \times 10^{-2}$	$1.70 \times 10^{-2}$	$4.60 \times 10^{-2}$
$R_o$ (m)	$1.46 \times 10^{-2}$	$1.93 \times 10^{-2}$	$2.68 \times 10^{-2}$
$H_p$ (m)	6.00		
H(m)	5.50		
$H_i$ (m)	0.40		
L(m)	0.10		
$H_N$ (m)	0.00-3.00		

表-3 実験条件

Run	1	2
$U_{go}$ ( $m^3/(m^2 \cdot s)$ )	$1.16 \times 10^{-3} \sim 4.87 \times 10^{-3}$	$5.83 \times 10^{-4} \sim 4.85 \times 10^{-3}$
$H_N$ (m)	0	0.5
$\omega$ (%)	2	2
水温(°C)	26.3-31.2	20.9-22.2
気温(°C)	19.8-31.4	19.1-36.2
$\rho_L$ ( $kg/m^3$ )	995.3-996.7	997.7-998.0
$\rho_g$ ( $kg/m^3$ )	1.893-2.229	1.785-2.201
$\mu_L$ ( $Pa \cdot s$ )	$7.87 \times 10^{-3} \sim 8.46 \times 10^{-3}$	$9.34 \times 10^{-4} \sim 9.65 \times 10^{-4}$
$\mu_g$ ( $Pa \cdot s$ )	$1.82 \times 10^{-5} \sim 1.88 \times 10^{-5}$	$1.82 \times 10^{-5} \sim 1.90 \times 10^{-5}$
$\sigma_L$ ( $N/m$ )	$7.10 \times 10^{-2} \sim 7.18 \times 10^{-2}$	$7.23 \times 10^{-2} \sim 7.27 \times 10^{-2}$

注 Run 1 循環流速( $U_L$ )測定+静圧測定

Run 2 循環流速( $U_L$ )のみ

の条件でも別途実験を行った。Run 1 においては静圧差と液循環流速の双方を測定し、液循環流速予測式確立に用いた。Run 2 で得られた液循環流速のデータは予測式の検証に使用した。 $U_{go}$ はRun 1 では $1.16 \times 10^{-3} \sim 4.87 \times 10^{-3} m/s$ の範囲で、またRun 2 では $5.83 \times 10^{-4} \sim 4.85 \times 10^{-3} m/s$ の範囲で変化させた。また、実験時の水温はRun 1 では $26.3 \sim 31.2^\circ C$ 、Run 2 では $20.9 \sim 22.2^\circ C$ の範囲であった。なお、実験は液回分式、空気連続通気式で行った。

## (2)測定方法

外管部液下降流速( $U_L$ )の測定には電磁流速計(ALEC ELECTRONICS社, MODEL ACM-300)を使用した。測定は外管壁面より約5cmおよび水深約1.5mの位置で行い、5秒間隔で1.5分間測定を行い、その平均値を持って下降流速値とした。内管部液上昇流速( $U_U$ )は $U_L$ に外管部と内管部の断面積比( $A_o/A_i$ )を乗じることにより算出した。

静圧の測定は圧力センサー(長野計器製作所, TYPE KH15)を用いて行った。測定は内管部では水深0.4m,1m,2m,3m,4m,5m,および5.9mの7地点で、外管部では0.4m,0.9m,1.9m,2.9m,3.9m,4.9m,および5.9mの7地点で行った。このうち内管部の1m,

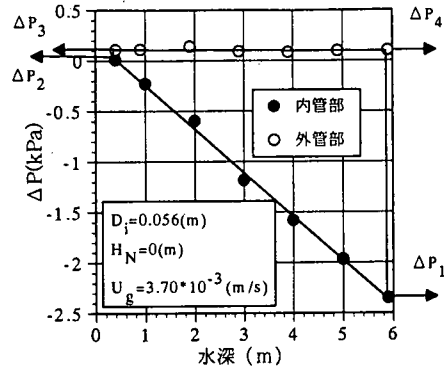


図-4 静圧差分布測定例

2m,3m,4m および5mはドラフトチューブ内に挿入した静圧管(内径4mm,塩化ビニール製)を用いて測定し、その他は反応器に付属する静圧タップを用いて測定した。静圧は5秒間隔で1.5分間測定を行い、その平均値を持って測定値とした。なお、各測定地点において曝気時と無曝気時の静圧差( $\Delta P$ )を算出した。

## 4. 実験結果に基づく予測式の提案

### (1)静圧測定結果

静圧差( $\Delta P$ )の測定結果の例を図-4に示す。Koide et al.<sup>6)</sup>あるいはWachi et al.<sup>5)</sup>らは、ドラフトチューブ下端付近において急激な $\Delta P$ の低下が見られるとしているが、本研究においてはそのような傾向は見られなかった。式(7)および式(14)より、 $\Delta P$ を水深に関して直線回帰できることが明らかであるので、その回帰式から各実験条件における $\Delta P_j$ ( $j=1-4$ )を算出した。算出された値は、各摩擦損失あるいはガスホールドアップ値の算出に利用した。

### (2)流速係数の決定

流速係数  $C(-)$ を決定するために、 $H_N=3(m)$ の条件下で静圧分布の測定を行い、式(10)より  $C$  値を算出した。本研究では4条件における実験結果の平均値より  $C=121$  を得た。 $C$  値は管の材質や使用年数により異なり通常  $60 \sim 150$  程度の値が使用されている<sup>11)</sup>。本研究で得られた値  $121$  は上記の範囲内であり妥当

であると考えられることから、 $\Delta P_{fi}$ および $\Delta P_{fa}$ の算出に際してこの値を使用した。

### (3)ガスホールドアップ

内管部( $\varepsilon_i$ )および外管部( $\varepsilon_o$ )におけるガスホールドアップを、上述した方法で算出した。その結果、 $\varepsilon_a$ はいずれの条件においても0.07%以下と極めて小さく、本実験条件下では $\varepsilon_a$ は無視しようと判断された。したがって、 $\varepsilon_i$ を $A_i/A_o$ で除すことにより $\varepsilon_o$ を算出した。

Akitaら<sup>15)</sup>は気泡塔におけるガスホールドアップの相関式として、次式を提案している。

$$\varepsilon_o = f\left(\frac{U_{go}}{\sqrt{gD_o}}, \frac{gD_o^3}{v^2}, \frac{gD_{op}^3}{\sigma}\right) \quad (19)$$

本研究においては、表-1に示されるように従来の研究と比較して低い $D_i/D_o$ 条件で研究を行っている。 $D_i/D_o$ が小さくなるにつれて、流れの推進力、すなわち内管部と外管部のガスホールドアップ差に関してはドラフトチューブが支配的な役割を果たすようになると考えられる。しかし、一方で内管部の容積は当然小さくなるため、反応器全体のガスホールドアップ $\varepsilon_o$ はドラフトチューブによりそれほど大きな影響を受けないと考えられる。そこで、本研究ではドラフトチューブを挿入していない通常の気泡塔におけるガスホールドアップ相関式(19)を用いて解析を行うこととする。なお、本研究では表-3に示されるように液の物性がほぼ一定の条件下でガスホールドアップの測定を行ったため、式(19)の第2項および第3項の影響は充分把握できていない。さらに、ドラフトチューブ径が $\varepsilon_o$ に影響を及ぼすことも考えられたため、 $\varepsilon_o$ を式(20)で相関した結果、式(21)を得た。

$$\varepsilon_o = a \left(\frac{U_{go}}{\sqrt{gD_o}}\right)^b \left(\frac{D_i}{D_o}\right)^c \quad (20)$$

$$\varepsilon_o = 0.487 \left(\frac{U_{go}}{\sqrt{gD_o}}\right)^{0.807} \left(\frac{D_i}{D_o}\right)^{0.0879} \quad (r=0.963) \quad (21)$$

式(21)より得られる $\varepsilon_o$ 予測値は図-5に示すように実測による算出値の±15%以内となっており、式

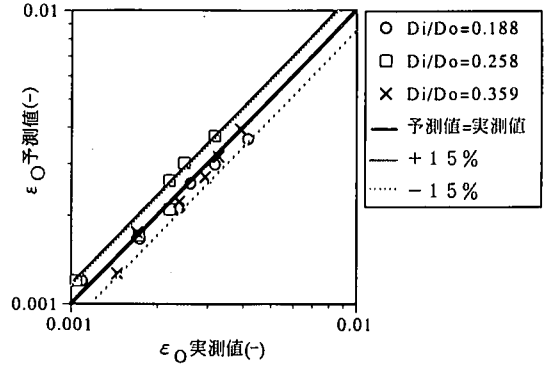


図-5  $\varepsilon_o$  予測結果

表-4  $U_{go}$ および $D_o$ が $\varepsilon_o$ に及ぼす影響

研究者	$U_{go}$	$D_o$
本研究	0.807 (水道水)	-0.491 (水道水)
Kawase et al. <sup>8)</sup> (注1)	0.70 (水道水)	-0.14 (水道水)
Godbole et al. <sup>16)</sup> (注2)	0.634 (CMC 溶液)	-0.5 (CMC 溶液)
Deckwer et al. <sup>17)</sup> (注3)	0.82 (CMC 溶液)	検討せず
Schumpe and Deckwer <sup>18)</sup> (注3)	0.627-0.85 (CMC 溶液)	検討せず

注1 二重管型反応器

注2 通常気泡塔

注3 気泡塔二塔間をエアリフト循環

(21)を用いて高い精度で $\varepsilon_o$ を予測可能なことが明らかになった。したがって、 $\varepsilon_i$ は式(22)で表される。

$$\varepsilon_i = \varepsilon_o \times \left(\frac{D_i}{D_o}\right)^{-2} = 0.487 \left(\frac{U_{go}}{\sqrt{gD_o}}\right)^{0.807} \left(\frac{D_i}{D_o}\right)^{-1.91} \quad (22)$$

Kawaseら<sup>8)</sup>あるいはWeiland<sup>9)</sup>はドラフトチューブは $\varepsilon_o$ にほとんど影響を及ぼさないとしているが、本研究においても( $D_i/D_o$ )項の指数は0.0879となり、ドラフトチューブ径が $\varepsilon_o$ にほとんど影響を及ぼさないことが明らかになった。また、表-4に $U_{go}$ および $D_o$ が $\varepsilon_o$ に及ぼす影響を示すが、 $U_{go}$ および $D_o$ のいずれも既往の研究結果と同様の値を示している。

### (4)ドラフトチューブ上部( $\Delta P_u$ )および下部摩擦損失( $\Delta P_L$ )

$\Delta P_u$ および $\Delta P_L$ を各々式(15)および(17)により

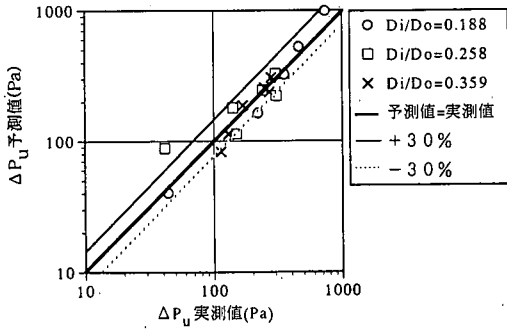


図-6 ΔP<sub>u</sub>予測結果

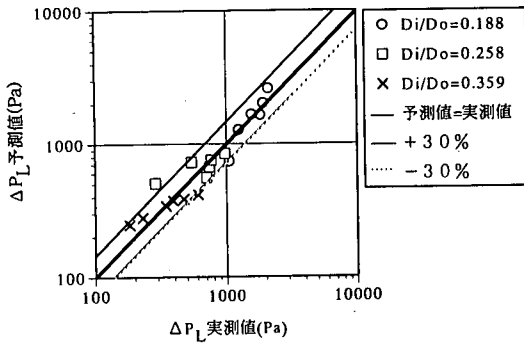


図-7 ΔP<sub>L</sub>予測結果

算出した。ε<sub>a</sub>は上記の議論により0として計算した。

ここで、圧力と慣性力の比がフルード数および A<sub>i</sub>/A<sub>a</sub>の関数として表現しようとすると、ΔP<sub>u</sub>およびΔP<sub>L</sub>を次式で相関した。

$$\Delta P_u = 0.731 \cdot \rho_L \cdot \left( \frac{U_{Li}}{\sqrt{gD_i}} \right)^{0.944} \left( \frac{A_i}{A_a} \right)^{0.231} \left( \frac{U_{Li}}{1 - \epsilon_j} \right)^2 \quad (r=0.456) \quad (23)$$

$$\Delta P_L = 0.0542 \cdot \rho_L \cdot \left( \frac{U_{Li}}{\sqrt{gD_i}} \right)^{-0.828} \left( \frac{A_i}{A_a} \right)^{-1.15} \left( \frac{U_{Li}}{1 - \epsilon_j} \right)^2 \quad (r=0.916) \quad (24)$$

ΔP<sub>u</sub>およびΔP<sub>L</sub>の予測値は各々図-6および図-7に示すように実測による算出値の±30%以内となっており、この精度での予測が可能になった。本研究では、これらの算出の際に利用したΔP<sub>fi</sub>の計算時に、Davisによる二相流に関するパラメータを用いている。このパラメータを用いた圧力損失の計算には±20%の

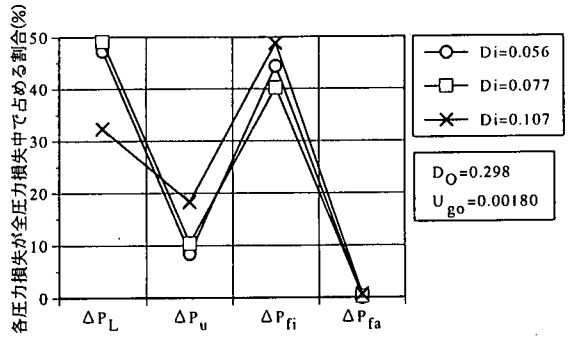


図-8 各圧力損失が全圧力損失中に占める割合

誤差が含まれることが明らかにされている<sup>14)</sup>ことから、今後二相流の摩擦損失の計算方法の改善に伴い、ΔP<sub>u</sub>およびΔP<sub>L</sub>の予測精度も向上するものと考えられる。

ところで、ΔP<sub>L</sub>に対してはドラフトチューブ下端から反応器までの距離(L)が、ΔP<sub>u</sub>に対してはドラフトチューブ上端から水面までの距離(H<sub>f</sub>)が影響すると考えられる。LがΔP<sub>L</sub>に及ぼす影響に関しては、Koideら<sup>9)</sup>がL/D<sub>i</sub>が0.5以上の場合には液循環流量にほとんど影響を及ぼさないことを明らかにしている。本研究においてはL/D<sub>i</sub>が0.93から1.79の範囲であり、LはΔP<sub>L</sub>にほとんど影響を及ぼさなかったと考えられる。また、H<sub>f</sub>に関しては0.4m<sup>5)</sup>あるいは0.3m<sup>10)</sup>以上であれば液循環時間あるいは液循環流量に影響を及ぼさないことが明らかになっている。本研究においてはH<sub>f</sub>が0.4mであったことから、H<sub>f</sub>はΔP<sub>u</sub>に対してほとんど影響を及ぼさないと考えられる。以上の考察に基づき、本研究のΔP<sub>u</sub>およびΔP<sub>L</sub>の相関式にはLおよびH<sub>f</sub>を組み込んでいない。

### (5) 液循環流速予測式の構築

図-8に各圧力損失が全圧力損失中に占める割合を示す。図よりΔP<sub>L</sub>+ΔP<sub>fi</sub>で全圧力損失の80%以上を占めていること、ΔP<sub>fa</sub>は無視できることなどが示されている。Wachi et al.<sup>5)</sup>はΔP<sub>fi</sub>およびΔP<sub>fa</sub>を無視した理論解析を行っているが、ドラフトチューブ長さが5.5mである本研究においてΔP<sub>fi</sub>を無視することは流速予測式を構築する上で大きな誤差を産むことがわかる。一方、二重管縦型下水処理反応器のように低ガス流速およびD<sub>i</sub>/D<sub>0</sub>が小さい条件下ではΔP<sub>fa</sub>

を無視して解析を行うことが妥当であることも明らかになった。

流速予測式構築に当たり、以下の無次元数を定義する。

$$F_r = \frac{U_{Li}}{\sqrt{gD_i}} \quad (25)$$

$$r_d = \frac{D_i}{D_o} \quad (26)$$

$$r_A = \frac{A_i}{A_a} \quad (27)$$

$H_N < L$  の場合には式(5)に式(7)、式(23)および式(24)を代入し、上記の無次元数  $F_r, r_d, r_A$  および  $\varepsilon_i$  を用いて整理することにより、流速予測式(28)を得る。 $\varepsilon_a$  および  $\Delta P_{ia}$  は無視しうることが上記の議論で明らかになっていることから、これらについては予測式から削除している。なお、 $\varepsilon_i$  および  $\phi$  は式(22)および式(12)により与えられる。

$$\varepsilon_i = \phi \cdot 1.35 \cdot C^{-1.85} \cdot U_{Li}^{1.85} \cdot R_i^{1.17} + \frac{U_{Li}^2}{gH} \left\{ 0.731 F_r^{0.944} \cdot r_A^{0.231} \cdot (1 - \varepsilon_i)^{-2.94} + 0.0542 F_r^{-0.828} \cdot r_A^{-1.15} \cdot (1 - \varepsilon_i)^{-1.17} \right\} \quad (28)$$

また、 $H_N \geq L$  の場合には式(6)に式(8)、式(23)および式(24)を代入し、整理することにより流速予測式(29)を得る。

$$\varepsilon_i = 1.35 \frac{(H + L - H_N) \phi + (H_N - L)}{(H + L - H_N)} C^{-1.85} \cdot U_{Li}^{1.85} \cdot R_i^{1.17} + \frac{U_{Li}^2}{g(H + L - H_N)} \left\{ 0.731 F_r^{0.944} \cdot r_A^{0.231} \cdot (1 - \varepsilon_i)^{-2.94} + 0.0542 F_r^{-0.828} \cdot r_A^{-1.15} \cdot (1 - \varepsilon_i)^{-1.17} \right\} \quad (29)$$

Run 1 および Run 2 のデータを使用し、式(28)および式(29)に基づき試行錯誤計算により求めた  $U_{Li}$  の予測値を図-9に示す。Run1 および Run2 のいずれのデータに関しても実測値は予測値のほぼ±30%以

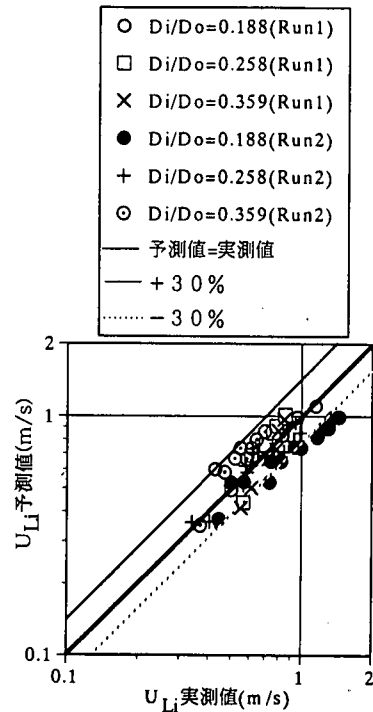


図-9  $U_{Li}$  予測結果

内の範囲となっていることから、式(28)あるいは式(29)を用いることにより、二重管縦型下水処理反応器の液循環流速を±30%程度の精度で予測することが可能になった。

## 5. 提案式による液循環流量支配因子の感度解析

$U_{go}$  が液循環流量  $Q_L$  に及ぼす影響を図-10に示す。Run1 の実測データをプロットするとともに、式(28)による計算結果を曲線で示している。計算条件は気温および水温をいずれも20℃とし、 $H_N=0m$ 、ドラフトチューブ厚さを2mmとした。図-10を用いることにより、任意の  $U_{go}$  及び  $A_i/A_o$  条件下における液循環流量を容易に予測できる。

また、内管部断面積の反応器断面積に対する比 ( $A_i/A_o$ ) が  $Q_L$  に及ぼす影響を図-11に示す。ここで、曲線は図-10の場合と同一の条件下における計算結果である。図-11より、 $U_{go}=0.0005 \sim 0.005 m^3/(m^2 \cdot s)$ 、 $A_i/A_o=0.02 \sim 0.14$  の範囲では  $Q_L$  は  $A_i/A_o$  にほぼ比例し、次式で近似しうることが明らかになった。



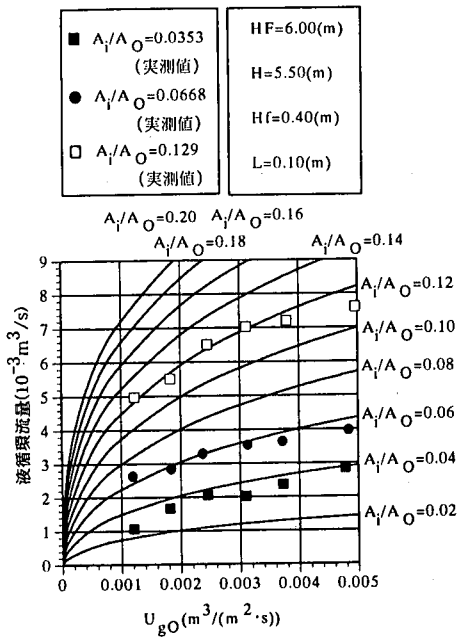


図-10 液循環流量に  $U_{gO}$  が及ぼす影響

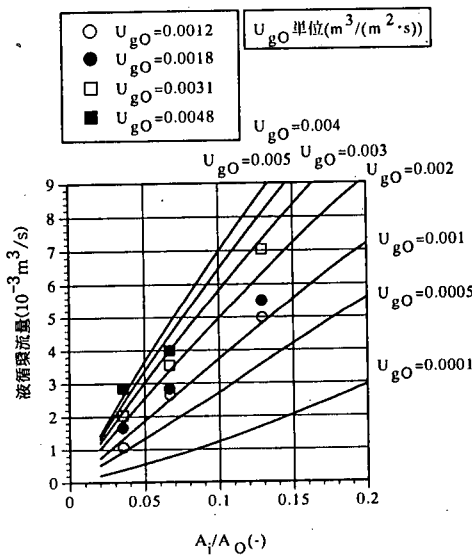


図-11  $A_i/A_o$  が  $Q_L$  に及ぼす影響

$$Q_L \cong \alpha \cdot \frac{A_i}{A_o} \quad (30)$$

ここで、 $\alpha$  は比例定数である。図-10より  $U_{gO}$  および  $A_i/A_o$  の増加にともない  $Q_L$  が増加することが示されている。Koide et al.<sup>6)</sup> は  $U_{gO} = 0.02 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  程度

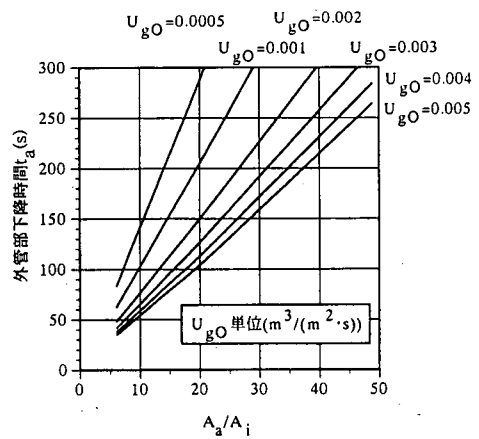


図-12  $A_a/A_i$  が外管部下降時間に及ぼす影響

までは  $U_{gO}$  の増加に伴い  $Q_L$  が増加し、 $U_{gO}$  および  $D_o$  が一定値の場合は  $D_i/D_o \cong 0.6$  で  $Q_L$  の最大値が得られるとしている。 $U_{gO}$  および  $D_i/D_o$  が小さい本研究の実験条件下においても、Koide et al. と同様の傾向が成り立つことが図-10 より明らかである。一方、 $D_i/D_o$  が小さい本研究の条件下では式(30)より  $U_{gO} = 0.0005 \sim 0.005 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 、 $A_i/A_o = 0.02 \sim 0.14$  の範囲では  $Q_L$  は  $A_i/A_o$  にほぼ比例する（すなわち  $D_i/D_o$  の2乗にほぼ比例する）ことが明らかになっている。一方、Koide et al.<sup>6)</sup> の実験結果によると、 $D_i/D_o$  が大きい条件下 ( $D_i/D_o = 0.47 \sim 0.74$ ) では循環流量は最大値付近の  $D_i/D_o (\cong 0.6)$  の範囲を除けばほぼ  $D_i/D_o$  に比例することが示されており、 $D_i/D_o$  が小さい本研究の結果との差が明らかになった。

さらに、 $A_a/A_i$  が外管部下降時間に及ぼす影響について検討した。外管部下降時間は二重管縦型下水処理反応器において無酸素ゾーンを外管部に作成するために重要な因子であり、次式により定義される。

$$t_a = \frac{H}{U_{La}} = \frac{H \times A_a}{Q_L} \quad (31)$$

式(31)に式(30)を代入することにより次式を得る。

$$t_a \cong \frac{H \times A_o}{\alpha} \cdot \frac{A_a}{A_i} \quad (32)$$

式(32)より、 $H$  および  $A_o$  が一定の場合は、 $t_a$  は  $A_a/A_i$  にほぼ比例することが示されている。図-11 と同一の条件における  $t_a$  の計算値を  $A_a/A_i$  に対してプ

ロットしたものが図-12である。図-12より、 $U_{go}=0.0005\sim 0.005\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ,  $A_i/A_o=0.02\sim 0.14$ の範囲では $t_a$ が $A_i/A_o$ にほぼ比例することが確認された。

## 6. 結論

本研究では反応器断面積あたりの空気流量( $U_{go}$ )が少なく、かつ $D_i/D_o$ が低い条件下において運転される二重管縦型下水処理反応器の液循環流動に関して、理論的および実験的に検討を行った。以下に得られた成果をまとめる。

- (1) 液循環流速予測式を構築し、各種装置条件および各種 $U_{go}$ における液循環流速の予測を可能にした。
- (2) 二重管縦型下水処理反応器のガスホールドアップおよびドラフトチューブ上端ならびに下端における圧力損失に関する経験式を提示した。
- (3) 液循環流量は $D_i/D_o$ が大きい場合と同様に $U_{go}$ および内管部断面積の反応器断面積に対する比( $A_i/A_o$ )の増加に伴い増加することを明らかにした。しかしながら、循環流量は $D_i/D_o$ が大きい場合とは異なり、 $D_i/D_o$ には比例せず $A_i/A_o$ にほぼ比例することが明らかになった。
- (4)  $U_{go}=0.0005\sim 0.005\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ,  $A_i/A_o=0.02\sim 0.14$ の範囲では外管部下降時間は外管部断面積の内管部断面積に対する比( $A_2/A_1$ )にほぼ比例することを明らかにした。

最後に本研究は文部省科学研究費(07455210)の補助、ならびに一部廃棄物研究財団からの研究費補助を受けて行ったものであることを付記する。

## 付録

### 使用記号

- A : 断面積( $\text{m}^2$ )  
 C : 流速係数(-)  
 D : 管内径(m)  
 $D_i$  : ドラフトチューブ内径(m)  
 $D_o$  : 反応器内径(m)  
 g : 重力加速度( $\text{m}/\text{s}^2$ )  
 H : ドラフトチューブ高さ(m)

- $H_N$  : 反応器底から散気位置までの距離(m)  
 $H_F$  : 反応器有効水深(m)  
 $H_r$  : ドラフトチューブ上端から水面までの距離(m)  
 L : ドラフトチューブ下端から反応器底までの距離(m)  
 $P_j$  : セクションjにおける静圧 ( $j=1\sim 4$ ) (Pa)  
 $\Delta P_f$  : 摩擦による圧力損失(Pa)  
 $\Delta P_u$  : セクション2から3にかけての圧力損失(Pa)  
 $\Delta P_L$  : セクション4から1にかけての圧力損失(Pa)  
 $\Delta P_j$  : セクションjにおける曝気時と無曝気時の静圧差  
 (=  $P_j - P_{j0}$ ) (Pa)  
 $Q_L$  : 液循環流量( $\text{m}^3/\text{s}$ )  
 r : 相関係数(-)  
 R : 径深(m)  
 $t_a$  : 外管部下降時間(s)  
 $t_d$  : ドラフトチューブ厚さ(m)  
 $U_{go}$  : 反応器断面積あたりの空気流量( $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ )  
 $U_g$  : 管断面積あたりの空気流量( $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ )  
 $U_L$  : 液流速( $\text{m}/\text{s}$ )  
 $U_{Li}$  : 内管部液上昇流速( $\text{m}/\text{s}$ )  
 $U_{La}$  : 外管部液下降流速( $\text{m}/\text{s}$ )  
 V : 反応器容積( $\text{m}^3$ )  
 $W_L$  : 液体流量( $\text{kg}/\text{s}$ )  
 $W_g$  : 空気流量( $\text{kg}/\text{s}$ )  
 $X_L$  : LockhaltとMartinelliによるパラメーター(-)  
 $X_d$  : Davisによるパラメーター(-)

### ギリシア文字

- $\alpha$  :  $Q_L$ に対する $A_i/A_o$ の比例定数( $\text{m}^3/\text{s}$ )  
 $\epsilon$  : ガスホールドアップ(-)  
 $\rho_L$  : 液体密度( $\text{kg}/\text{m}^3$ )  
 $\rho_g$  : 空気密度( $\text{kg}/\text{m}^3$ )  
 $\mu_L$  : 液体粘度( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ )  
 $\mu_g$  : 空気粘度( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ )  
 $\sigma_L$  : 液体表面張力( $\text{N}/\text{m}$ )  
 $\sigma_g$  : 空気表面張力( $\text{N}/\text{m}$ )  
 $\phi$  : 単相流から二相流への摩擦圧力損失変換係数(-)  
 $\omega$  : 発泡面積率 (ポールフィルター投影断面積の反応器断面積に対する比率) (-)

### サフィックス

- i : 内管部  
 a : 外管部  
 O : 反応器  
 0 : 無曝気時

### 参考文献

- 1) 藤原拓, 宗宮功, 津野洋, 奥野芳男: 二重管型反応器による下水からの効率的窒素除去法の操作因子に関する研究, 下水道協会誌論文集, Vol. 34, No. 419, pp. 14-26, 1997.

- 2) 藤原拓, 宗宮功, 津野洋, 奥野芳男: 二重管型反応器における液流動特性と  $K_{La}$  に関する研究, 第34回下水道研究発表会講演集, pp.632-634, 1997.
- 3) 安田亮輔, 津野洋, 宗宮功, 藤原拓, 奥野芳男: 二重管型反応器におけるドラフトチューブ径が窒素除去に及ぼす影響に関する検討, 第34回下水道研究発表会講演集, pp.635-637, 1997.
- 4) Kozo Koide, Hiroyuki Sato and Shinji Iwamoto: Gas Holdup and Volumetric Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Column with Draught Tube and with Gas Dispersion Into Annulus, J. Chem. Eng. Japan, Vol. 16, No.5, pp.407-412, 1983.
- 5) Wachi, S., Jones, A. G. and Elson, T. P.: Flow Dynamics in a Draft-Tube Bubble Column Using Various Liquid, Chem. Eng. Sci., Vol. 46, pp. 657-663, 1991.
- 6) Kozo Koide, Shinji Iwamoto, Yukitoshi Takasaka, Shinji Matsuura, Etsuo Takahashi and Motohiko Kimura: Liquid Circulation, Gas Holdup and Pressure Drop in Bubble Column with Draught Tube, J. Chem. Eng. Japan, Vol. 17, No.6, pp.611-618, 1984.
- 7) Kozo Koide, Katsumi Kurematsu, Shinji Iwamoto, Yutaka Iwata and Kazuyoshi Horibe: Gas Holdup and Volumetric Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Column with Draught Tube and with Gas Dispersion Into Tube, Jour. Chem. Eng. Japan, Vol. 16, No.5, pp.413-418, 1983.
- 8) Yoshinori Kawase and Murray Moo-Young: Mixing and Mass Transfer in Concentric-Tube Airlift Fermenters: Newtonian and non-Newtonian Media, J. Chem. Tech. Vol.36, pp.527-538, 1986.
- 9) Weiland, P.: Influence of Draft Tube Diameter on Behaviour of Airlift Loop Reactors, Ger. Chem. Eng. Vol.7, pp.374-385, 1984.
- 10) 寺沢宣, 坂東芳行, 中村正秋: ドラフトチューブ付径気泡塔における液循環流量に及ぼす装置因子の影響, 第29回化学工学会秋季大会研究発表講演要旨集, 第一冊, pp.127, 1996.
- 11) 橋本英, 藤本忠夫, 河杉忠昭: 超深層曝気槽混合液の循環・流動に関する研究, 水処理技術, Vol.30, No.1, pp.3-14, 1989.
- 12) 化学工学協会編: 気泡・液滴工学, pp.6, 日刊工業新聞社, 1969.
- 13) Lockhart, R. W. and Martinelli, R. C.: Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipes, Chem. Eng. Prog. Vol.45, No.1, pp.39-48, 1949.
- 14) Davis, W. J.: The Effect of the Froude Number in Estimating Vertical Two-Phase Gas-Liquid Friction Losses, British Chem. Eng., Vol.8, No.7, pp. 462-465, 1963.
- 15) Akita, K. and Yoshida, F.: Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol.21, pp.706, 1982.
- 16) Godbole, S.P., Honath, M.F. and Shah, Y.T.: Holdup Structure in Highly Viscous Newtonian and Non-Newtonian Liquids in Bubble Columns, Chem. Eng. Commun., Vol.16, pp. 119, 1982.
- 17) Deckwer, W.-D., Nguyen-Tien, K., Schumpe, A. and Serpemen, Y.: Oxygen Mass Transfer into Aerated CMC Solutions in a Bubble Column, Biotechnol. Bioeng., Vol.24, pp.461, 1982.
- 18) Schumpe, A. and Deckwer, W.-D.: Gas Holdups, Specific Interfacial Areas, and Mass Transfer Coefficients of Aerated Carboxymethyl Cellulose Solutions in a Bubble Column, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol.21, pp.706, 1982.

(1997.9.30 受付)

## FLUID MECHANISM IN AN AIR-LIFT DRAFT TUBE TYPE SEWAGE TREATMENT REACTOR

Taku FUJIWARA, Isao SOMIYA, Hiroshi TSUNO and Yoshio OKUNO

Fluid mechanism in an air-lift draft tube type sewage treatment reactor, which is operated under the conditions of low gas flow rate based on cross sectional area of the reactor ( $U_{g0}$ ) and low ratio of draft tube diameter to reactor diameter ( $D_i/D_0$ ), was studied theoretically and experimentally. Empirical equations of gas hold up, pressure losses and liquid velocity in the draft tube were developed. It was found that liquid flow rate ( $Q_L$ ) is almost proportional to the ratio of cross sectional area of the draft tube to that of the reactor ( $A_i/A_0$ ). It was also found that under the conditions of  $U_{g0}$  from 0.0005 to 0.005  $m^3/(m^2 \cdot s)$  and of  $A_i/A_0$  from 0.02 to 0.14 circulating time in the annulus is almost proportional to the ratio of the cross sectional area of the annulus to that of the draft tube ( $A_a/A_i$ ).