

(4) ハイドロダイナミクスモデルによる曝気槽の酸素溶解性能の把握
Hydrodynamic model based K_La estimation in Aeration tank equipped with diffused aeration system

寺嶋 光春* 安井 英斉* ラジブ ゴエル* 久保田 宏**
Mitsuharu Terashima*, Hidenari Yasui*, Rajeev Goel* and Hiroshi Kubota**

Abstract; A two-phase hydrodynamic model was used to predict the distribution of gas volume fraction in an aeration tank equipped with diffused aeration system. The calculated gas fraction distribution was used to estimate the volumetric oxygen transfer coefficient (K_La) in the aeration tank. For modelling the turbulence in the liquid phase, $k-\epsilon$ model was used, while gas phase was modelled as laminar. 2-D simulations were performed for 5 full-scale and 5 pilot-scale aeration tanks having different tank configurations and diffuser positions. To cover wide range of design and operational conditions, different aeration intensity and bubble size ranging from 2.13-5.3mm were used. Under different conditions, the measured liquid surface velocities ranged from 0.1 to 1.0m/s and were found to compare well with the prediction of hydrodynamic model. Further, the K_La values that were calculated based on a semi-empirical relationship involving a calibration factor κ were observed to match reasonably well to the measured values. The value of κ -factor in this study was found to be 1.86, which is slightly lower than that reported in the literature. From this study, the hydrodynamic modelling is considered to be a useful tool for predicting the oxygen transfer in aeration tank having complex geometry and diffuser arrangement.

KEY WORDS; Aeration, Bubble, K_La , Oxygen transfer, Hydrodynamics

1 はじめに

生物学的排水処理プロセスで最も広く採用されている方法に活性汚泥法がある。活性汚泥法の主たる装置は曝気槽と沈澱池であり、流入した汚濁物質は、曝気槽中の微生物によって分解・浄化される。曝気槽は混合液に空気もしくは酸素ガスを溶解させるリアクターであるが、これには、①混合液中に酸素分子を溶解させて、汚濁物質の好気的微生物分解を進める役割と、②混合液を攪拌して、活性汚泥の沈降を防ぐとともに汚濁物質と微生物を均一に接触させる役割がある。通常の活性汚泥処理施設では、槽負荷を極めて低く設計した場合を除いて、①の条件を満たした曝気であれば基本的に②の攪拌は充分と考えられている。また、酸素を溶解させる曝気操作は、活性汚泥法の装置の中でもとりわけ大きい動力が必要とされる。このため、酸素溶解性能を高くする散気装置の種類や配置法について、従来からさまざまな検討がおこなわれてきた^{1,2,3}。

酸素溶解性能の表現には、 K_La (総括物質移動容量係数) が代表的に使われる。定常状態の K_La を測定する現実的な手法には、Table 1 に示した 3 種類が挙げられる。いずれの手法でも、式の左辺が混合液の酸素吸収速度、右辺が散気装置による酸素供給速度を示し、定常状態で両者が等しいとしている。 K_La の値は槽内の気泡径やガスホールドアップ(曝気槽内のガスの存在割合)に関係し、これらは曝気槽の形状や空気吹き込

* 栗田工業株式会社 (R&D division, Kurita Water industries Ltd.)

** 東京工業大学 名誉教授 (Emeritus Professor of Tokyo Institute of Technology)

Table 1 Methods for K_La estimation in an aeration tank under steady state condition.

Methods	Rate expression in the steady state condition
Method 1 Based on COD balance at aeration tank	$Q_1 \cdot (COD_1 - COD_2) - Q_2 \cdot X_2 = V \cdot K_L a (C_s - C)$
Method 2 Based on Oxygen Uptake Rate in the mixed liquor at aeration tank	$\begin{cases} V \cdot r_c = V \cdot K_L a (C_s - C) \\ r_c = \frac{1-Y}{Y} \cdot \mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} \cdot \frac{C}{K_o + C} + b_H \cdot X_H \end{cases}$
Method 3 Based on measurement of oxygen concentration in the off-gas from aeration tank	$G_V \cdot (pO_1 - pO_2) = V \cdot K_L a (C_s - C)$

み量などによって大きく異なる。このため、酸素溶解の状態について、測定した K_La そのものからは極めて総括的な情報しか得られない。従って、散気装置の配置や種類を最適化するためには、気泡径やガスホールドアップに影響を与える因子に着目して検討しなければならない。 K_La は気泡径とガスホールドアップに関して(1)式で示した関係があり、これによれば、 K_La は気泡径 d_B の $3/2$ 乗に反比例し、ガスホールドアップ ψ に正比例する⁴。従って、①少ない動力で小さい気泡径を与えられる散気装置の利用、②少ない曝気で高いガスホールドアップを与えられる散気装置の配置が望ましい酸素溶解法と言える。

$$\begin{cases} K_L a = \frac{2}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L^{O_2} \cdot U_s}{\pi \cdot d_B}} \cdot \frac{6\psi}{d_B} \\ K_L = \frac{2}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L^{O_2} \cdot U_s}{\pi \cdot d_B}} \\ a = \frac{6\psi}{d_B} \end{cases} \quad (1)$$

Kubota (1989)²は、旋回流型の曝気槽に関して、ガスホールドアップを旋回流速の関数と置き、ガスホールドアップを半理論的に(2)式のように与えた。曝気による気泡の生成により、散気装置の上部で混合液の密度が低くなる。旋回流型の曝気槽では、気泡が少なく密度の高い混合液が散気装置の横側(あるいは下側)から進入し、旋回流が発生する。このことで散気装置の上部で混合液の上昇が起きる。気泡自身の上昇速度(スリップ速度 U_s)と混合液の上昇流速(U_L)の和が槽における気泡の見かけの上昇速度($U_s + U_L$)となる。この模式図を Figure 1 に示した。定常状態では、気泡存在部単位断面あたりでの曝気量($m^3/m^2 \cdot hr$)にガスホールドアップ(-)を乗じたものが見かけの気泡上昇速度と等しくなる。(2)式では、気泡存在部の断面積を散気装置の設置面積と等しいものと仮定しているが、旋回流型曝気槽の K_La を求めるには十分な精度であることが 10 種類の曝気槽を用いた実験で確かめられている⁴。これによって、一定の気泡径をつくる散気装置について、効率のよい配置や空気の吹き込み量を設計することができる。

$$\begin{cases} K_L a = \frac{2}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L^{O_2} \cdot U_s}{\pi \cdot d_B}} \cdot \frac{6\psi}{d_B} \\ K_L = \frac{2}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L^{O_2} \cdot U_s}{\pi \cdot d_B}} \\ a = \frac{6\psi}{d_B} = \frac{6}{(U_s + U_L) d_B} \cdot \frac{G_V \cdot h}{V} \cdot \frac{2P^*}{P_h \cdot \left(1 + \sqrt{\frac{P^*}{P_h}}\right)} \\ U_L \cong \frac{U_{LS}}{3} \\ U_{LS} = \alpha \varphi^m \\ \varphi = h \cdot U_s \cdot \left(\frac{h}{H}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{H}{L}\right)^{\frac{1}{3}} \end{cases} \quad (2)$$

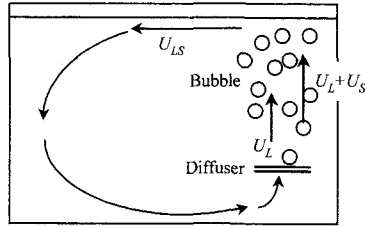


Figure 1 Air bubbles rising in an aeration tank

一方、排水処理設備の建設では、設置スペースの制限から、散気装置を曝気槽の両側に設置しなければならないことがある。また、古い排水処理設備の改造では、従来の散気装置に加えて、気泡径がより小さい新型の散気装置を増設することもある。前者では、単純な旋回流ではなく複雑な流れが生じるはずであり、後者では、一様な気泡径を与えられない。従って、これらの条件では、(2)式による K_La の算出精度は多少低下すると考えられる。このような(2)式の制限を解決する手段として、数値流体力学(CFD)を用いて、槽内のガスホールドアップ分布から K_La を求める別法がある。散気装置から発生した気泡は、水との密度差から上向きの浮力を受け、速度が生じることで、混合液と気泡の間に抗力が発生し、この相間抗力によって混合液の運動が生じる。CFD では、この気液2相の運動について、現象を支配する保存式を曝気槽内の計算格子ごとに解き、収束解を求める。この方法によれば理想的な旋回流をつくらず、複雑な流れを与える曝気槽においても、また、任意の形状の曝気槽・任意の散気装置の配置でも、ガスホールドアップ分布を計算することができ、 K_La を精度良く求められるはずである。筆者らは、曝気槽の K_La をコンピュータで精度良く予測できるようになることを最終目標と定め、さまざまな条件で測定した K_La の値とコンピュータによる計算値を比較した。ここでは、まず、旋回流速の実測値をもとに、混合液の密度流を形成するハイドロダイナミクスモデルを構築した。次に、 K_La の実測値と計算値を較べて、計算による気泡のホールドアップが妥当な範囲にあることを確認するとともに、モデルの構造を校正した。最後に、散気装置を曝気槽の両側に設置した曝気槽において実測と計算の K_La を比較し、このモデルが複雑な流れを与える曝気槽においても適用可能であることを確認することにした。

2 実験方法

2.1 ハイドロダイナミックモデル

気泡と混合液に関する個々の運動や相互作用をハイドロダイナミクスモデルで記述するには、曝気槽内で起こり得る複種類の基本現象をモデル化する必要がある。一般的な曝気では、気泡の径と形状は散気装置の種類によって異なる。例えば、エゼクターのように超微細気泡を生成する散気装置を用いると、標準的な運転条件では約3 mm以下の気泡が生成される。また、細かな孔を有する多孔管(板)では、微細気泡(約2~4mm)が生成される。粗大気泡を生成する散気装置の気泡径は約5mm以上になる¹。

計算領域の離散化手法としては、物理量の保存性が保障される程度が高く、気泡塔の解析例^{5,6}も報告されている有限体積法を用いた。気液2相流の解析手法としては、オイラー・オイラー法、オイラー・ラグランジュ法及び直接法があるが、最も計算負荷が小さく、気泡塔の解析で多くの実績がある⁷オイラー・オイラー法を使用した。本方法は2流体モデルとも呼ばれ、液相と気相の両方を連続体とみなし、それぞれの相に対し連続の式と運動量輸送方程式を記述する^{5,6,8}。

連続の式は(3)式になる。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_a r_a) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_a r_a u_{a,i}) = 0 \quad (3)$$

ここで気液それぞれのボリュームフラクションの合計は(4)式を満たす。

$$r_a + r_\beta = 1 \quad (4)$$

ボリュームフラクションと相間抗力を考慮した運動量輸送方程式は(5)式になる。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_a r_a u_{a,i}) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_a r_a u_{a,i} u_{a,i}) = -r_a \frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} r_a \mu_a \left(\frac{\partial u_{a,i}}{\partial x_j} + \frac{\partial u_{a,j}}{\partial x_i} \right) + \rho_a r_a g_i + M_{a,i} \quad (5)$$

相間抗力 $M_{a,i}$ は Clift, Grace and Weber (1978) のモデル⁹に基づき(6)式が導入される。

$$M_{a,i} = \frac{3}{4} C_d r_\beta \rho_a \frac{1}{d_b} |u_{\beta,i} - u_{a,i}| (u_{\beta,i} - u_{a,i}) \quad (6)$$

係数 C_d は気泡径の違いを考慮するため Ishii-Zuber(1978)のモデル^{8,10}を使った。このモデルでは気泡径等により、 C_d が変化する。ここでは気泡の粒子レイノルズ数が小さい場合から順に、球形、楕円球形及びきのこ笠状(CAP 形状)の3種類の形状を考慮している。それぞれの形状について C_d をあらかじめ計算し、レイノルズ数が小さく、球径気泡に対する C_d の値が楕円球形気泡に対する C_d の値よりも大きい場合には、球径気泡に対する C_d の値を採用し、レイノルズ数が大きくなり、楕円球形気泡に対する C_d の値が球径気泡に対する C_d の値よりも大きくなると、楕円球形気泡に対する C_d の値を採用し、さらに、レイノルズ数が大きくなり、楕円球形気泡に対する C_d が、きのこ笠状気泡に対する C_d の値よりも大きくなると、きのこ笠状気泡に対する C_d を採用する。これにより、気泡の粒子レイノルズ数により C_d が連続的に変化することとなる。気泡径は水圧のために水深により多少変化するが、ここでは、表層付近で測定された値とし槽内で一様とした。気泡径がかなり大きい場合、曝気槽内で気泡の合体や分裂が発生する。この表現には気泡の合体分裂を考慮したモデルが利用できる¹¹が、分散相の相数を増やす必要があり多大な計算時間がかかるため、合体・分裂の現象による気泡径の変化は無視して一定の気泡径とした。

曝気槽の液相の流れは乱流であると考えられることから、乱流モデルを取り入れることにした。乱流モデルとしては、計算負荷が小さく、気泡塔の解析において実績のある標準 k- ϵ モデル¹²を用いた。気相に対しては、分散相であるため乱流を考慮せず層流とした。混合液の粘度は MLSS の関数¹³と見なした。

選定した基本モデルのリストを Table 2 にまとめた。

2.2 曝気槽の条件と構造

曝気槽、散気装置の配置ならびに曝気条件を Table 3 にまとめた。Tank A～Tank E はモデル曝気槽¹⁴であり、液相は水である。Tank 1～Tank 6 は実曝気槽⁴であり、Tank 7 は産業排水の処理をしている実曝気槽である。Tank A～Tank E および Tank 1～Tank 6 は標準的な旋回流型の曝気槽であり、曝気量を段階的に変えて旋回流速と K_{La} が測定された。Tank 7 の曝気槽では、二種類の散気装置を曝気槽の両側に設置し、片側(右側)と両

Table 2 List of models for computation in aeration tank

Item	Model	Reference
Physical model	Two-fluid Eulerian- Eulerian model	Pfleger, D., Gomes, S., Gilbert, N., Wagner, H.-G., (1999) ⁵
Phase	2-Phase	-
Geometry	2- Dimension	-
Turbulence model	Standard k- ϵ model (Liquid phase) Laminar (Gas phase)	Launder, B. E., Spalding, D. B., (1972) ¹²
Air phase	Non- compressible , constant bubble size	-
Wall	Slip (Gas), Non-slip (liquid)	-
Drag coefficient, C_d	Ishii- Zuber model	Ishii, M., Zuber, N., (1979) ⁸
Viscosity	$\mu = 0.00327 \times 10^{0.132 MLSS}$	Bokil, S. D., Bewtra, J. K., (1972) ¹³

Table 3 Configuration and operational details of simulated aeration tanks

Tank	H (m)	L (m)	h (m)	V (m ³)	MLSS (mg/L)	Aerator	Bubble size (mm)	Aeration intensity (m/hr)
A	0.7	0.7	0.64	0.74	0	PCP	3 [*]	2.3 ~ 11.7
B	0.7	0.7	0.55	0.74	0	PCP	3 [*]	2.3 ~ 11.5
C	0.7	0.7	0.35	0.74	0	PCP	3 [*]	4.5 ~ 11.8
D	0.7	0.85	0.64	0.89	0	PCP	3 [*]	2.1 ~ 10.5
E	0.7	0.85	0.55	0.89	0	PCP	3 [*]	2.1 ~ 10.6
1	5.0	6.85	4.5	1880	1250 ~ 1270	PCT	3.03 ~ 3.22 ^{***}	0.94 ~ 4.3
2	5.0	6.85	4.5	1880	1340 ~ 1490	PPT	3.01 ~ 3.22 ^{***}	1.1 ~ 4.3
3	6.5	8.1	4.5	2400	970 ~ 1400	PCT	2.13 ~ 2.32 ^{***}	1.6 ~ 4.0
4	6.0	9.3	4.5	3460	1680	WFD	5.30 ^{***}	2.6
5	6.0	7.1	5.0	2900	1200	PPT	3.21 ~ 3.30 ^{***}	2.9 ~ 7.0
6	3.8	6.0	3.5	1190	910 ~ 960	PCP	3.84 ~ 4.35 ^{***}	1.9 ~ 4.2
7	4.2	6.0	2.5 (left) and 3.5 (right)	750	3000	FT (left) CAP (right)	2.5 (left) and 3.5 (right) [*]	4.0(left) and 10.7(right)

Tank A – Tank E: Pilot-scale tank, Tank 1 – Tank 7: Full-scale tank, H: depth of tank, L: wide of tank, h: depth of aerator, V: volume, Bubble size: ^{***} measured, ^{*} given from the literature (Kubota, 1989)², Aeration intensity: based on $Gv / (Area \text{ of Tank})$, For further details of Tank A – Tank E, see Hoshino (1977)¹⁴, and Tank 1 – Tank 6, see Sekizawa (1985)⁴, Aerator: PCP(porous ceramic plate), PCT(porous ceramic tube), PPT(porous plastic tube), WFD(Wakatsuchi Fine Diffuser), FT(Flexible tube), CAP (cap diffuser)

側の曝気による2通りの K_La を測定した。気泡径は、曝気槽液面から1~3mの深さにおいて、2mmのガラスチューブと2本の微小電極線を用いるKataokaら¹⁵の方法により測定された。測定された気泡径の範囲は2.13mm~5.3mmである。気泡径を実測していない系については、微細気泡を発生させる散気装置から生じる気泡径の報告²から、Table3の気泡径を与えた。

2.3 計算方法

商用熱流体解析ソフトCFX5.5.1 (CFX Inc.)を計算のソフトウェアに用い、曝気槽の垂直2次元断面における気泡と混合液の運動を計算した。

散気筒・散気管のように、散気装置間の隙間が広い種類では、この隙間を混合液と気泡が自由に通過するものと見なした。一方、散気板のように一台の面積が比較的広い種類では、流体は散気装置の上下で通過しないものと見なした。計算格子の間隔はモデル曝気槽では0.02 m、実証規模の曝気槽では0.05 mとし、等間隔に区切った。曝気槽の壁では、曝気液についてはno-slip境界条件とし、気泡についてはfree-slip境界条件とした。曝気槽に混合液だけが存在する状態を初期値とする非定常計算をおこなった。計算上一定の曝気を継続し、吹き込みガス量に対する吹き込みガス量と水面から出るガス量の差の割合が $\pm 0.01\%$ 以内に収束し、流速やガスホールドアップの変化率が十分に小さくなっている状態を定常状態と見なした。

一例として実規模のTank 1 曝気槽における曝気槽表面中央部における、曝気液の流速及びガスホールドアップの経時変化をFigure 2に示す。曝気開始直後にガスホールドアップが瞬間的に高くなった(曝気時間10~20 sec)。引き続いて、ガスホールドアップが急減した(約40sec)。その後、ガスホールドアップと曝気液流速はわずかに変動しながら一定値に収束した(約200sec)。このような現象は実際の曝気でもしばしば目視さ

れるため、シミュレーション結果は不自然なものではない。旋回流とガスホールドアップが一定値に漸近し、吹き込んだガスと排出量の比が所定以下に達する仮想曝気時間は 200 sec を要した。パイロットスケールの曝気槽では実規模よりも槽が小さいため、定常に至る計算時間がやや短くなった。定常状態に至った時点のガスホールドアップより、各格子のガスホールドアップを求め、(1)式に従って各格子における局所的な K_La を計算した。これら K_La の体積加重平均をとることによって槽全体の K_La を求めた。

2.4 混合液の流速と K_La の実測

曝気槽混合液の表面流速は、Tank A～Tank E については曝気槽表面にボールを浮かべて、その移動速度を表面流速の代表値とした¹⁴。Tank 1～Tank 6 については、タンクの中央において、プロペラ式の流速計により測定し、表面流速の代表値とした⁴。また、Tank 1～Tank 6 の散気装置上部における混合液上昇流速は、プロペラ式の流速計によって求めた⁴。 K_La は、Tank 1～Tank 6 では Table 1 の Method 2 を用いて求め⁴、Tank 7 では Method 1～Method 3 全てを使って求めた。原水、処理水及び系外へ排出される引き抜き汚泥の CODcr を測定することで Method 1 による K_La の実測を行った。曝気液を採取し、直ちに OUR を測定することにより Method 2 による実測を行った。また、曝気排ガスを集め、酸素濃度計で酸素濃度を測定することにより、Method 3 による実測を行った。Method 2 及び Method 3 による実測は約 10 回実施し、平均値を求めた。

3 計算結果

Tank A における混合液の表面流速を計算した結果を Figure 3 に示す。表面流速は曝気槽の中央付近で最も速く、槽の壁側では遅かった。このような速度分布は、全ての Tank で同様に発生した。Tank A～Tank E では、曝気槽表面のボールの移動速度を表面流速としていることから、Tank A～Tank E については表面流速計算値の平均値を別途計算し、実測値と比較することにした。Tank 1～Tank 5 についてはタンク中央表面の流速計算値を表面速度実測値と比較した。表面流速の測定結果の範囲は約 0.1m/s～約 1.0m/s である。表面流速の計算値と実測値を Figure 4 に示す。Tank 3 および Tank 4 における表面流速の計算値は実測値とやや乖離していたものの、その他の Tank では両者の値は極めてよく一致した。この結果から、Table 2 の基本モデルをもとに作成したハイドロダイナミクスモデルは、実際の水の流れを一定の精度で予測できるものと考えられ

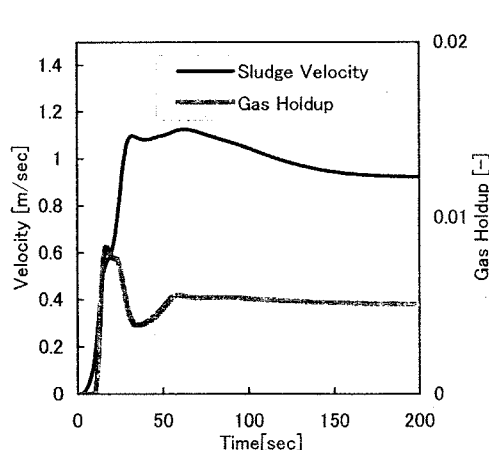


Figure 2 Liquid surface-velocity and gas hold-up at the centre of the tank

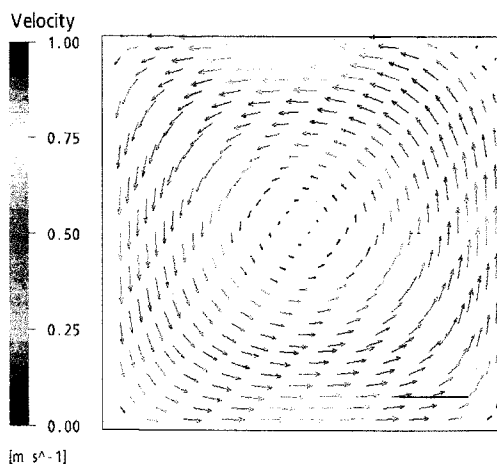


Figure 3 Distribution of liquid velocity (Tank D)

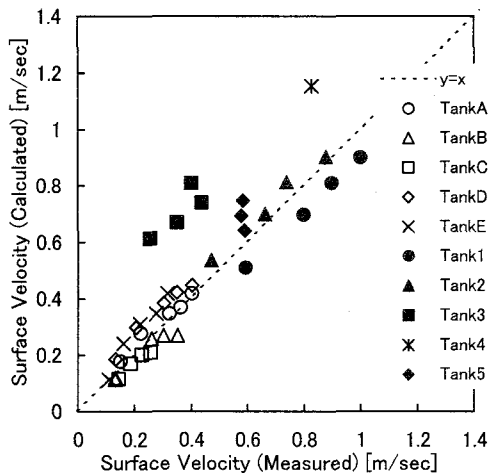


Figure 4 Average liquid surface-velocity (U_L) in the aeration tanks

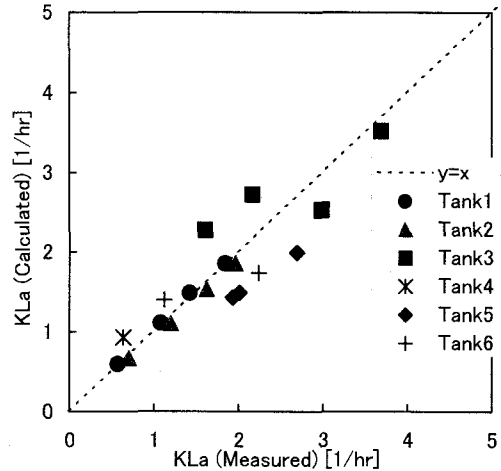


Figure 5 Comparison of K_{La} in the aeration tanks

た。次に、定常状態における K_{La} の計算値と実測値を比較した結果を Figure 5 に示す。(1)式の係数 κ を 1.86 とおいて算出した K_{La} の値は実測値と極めてよく一致した。一方、Sekizawa(1985)⁴ は κ を 2.18 としており、ここで得た κ の値と若干異なる。(2)式における気泡存在部の液流速 U_L には、曝気槽の液表面から深さ 2m の位置の液流速が使われており、これが散気装置設置面の上下左右方向で一様と仮定されている。一方、コンピュータシミュレーションでは散気装置設置箇所の上部では上下左右方向にわたって液流速の分布が発生していた。両者の κ が完全に一致しない原因は、このように K_{La} の算出の影響をあたえる液流速の値の違いに起因するものである。実際、気泡存在部の液流速は、位置がわずかに違っても大きく異なるシミュレーション結果が得られた。このことから、 U_L の正確な実測はかなり困難な作業と予想され、Sekizawa(1985)⁴ が指摘しているように、旋回流の曝気槽では測定しやすい表面流速 U_{LS} から U_L を推定することが適切なやりかたであろう。

曝気槽の両側に散気装置を設置した Tank 7 について、混合液流速と気泡存在割合を計算した結果をそれぞれ Figure 6 に示す。片側の散気装置だけを使って強い旋回流をつくった場合では、混合液と気泡は旋回流に沿って、散気装置を配置した反対側の壁に向かって斜め上方向に流れる傾向がみられた。気泡は散気装置の近傍で最も存在割合が高く、曝気槽の上に向かって扇形に広がった。これに対して、両側の散気装置を使って曝気した場合は、それぞれの散気装置を起源とする二つの旋回流が形成され、混合液は両散気装置からほぼ垂直に上昇した。これら混合液は、曝気槽の中央付近から斜め下方向に向かって旋回した。一方、気泡はより複雑に運動し、混合液の上昇流速に沿ってほぼ垂直に上昇した後、下向きに旋回する混合液によって曝気槽の中心付近まで引き込まれた。中心に引き込まれた気泡は、主にグラフに示す左側の散気装置に由来するものであった。これは、右側の曝気が左側よりもかなり強いため、これによって形成された右下向きの旋回流によって気泡の上昇が押さえつけられたことによる。

この Tank 7 における K_{La} の実測値と計算値を Table 4 に示す。散気装置から発生する気泡径として Table 3 の気泡径を設定したとき、右側散気装置の単独曝気によって旋回流を形成させた場合には K_{La} 計算値は 7.0 hr^{-1} となり、また、両側から曝気することによって複雑な流れを形成させた場合には、 K_{La} 計算値は 17.0 hr^{-1} となり実測値とほぼ等しくなった。Tank 7 において、(2)式により K_{La} を計算した結果を Table 4 にあわせて示す。このとき気泡径はハイドロダイナミクスで計算したときと同じ設定とした。ハイドロダイナミクスモデ

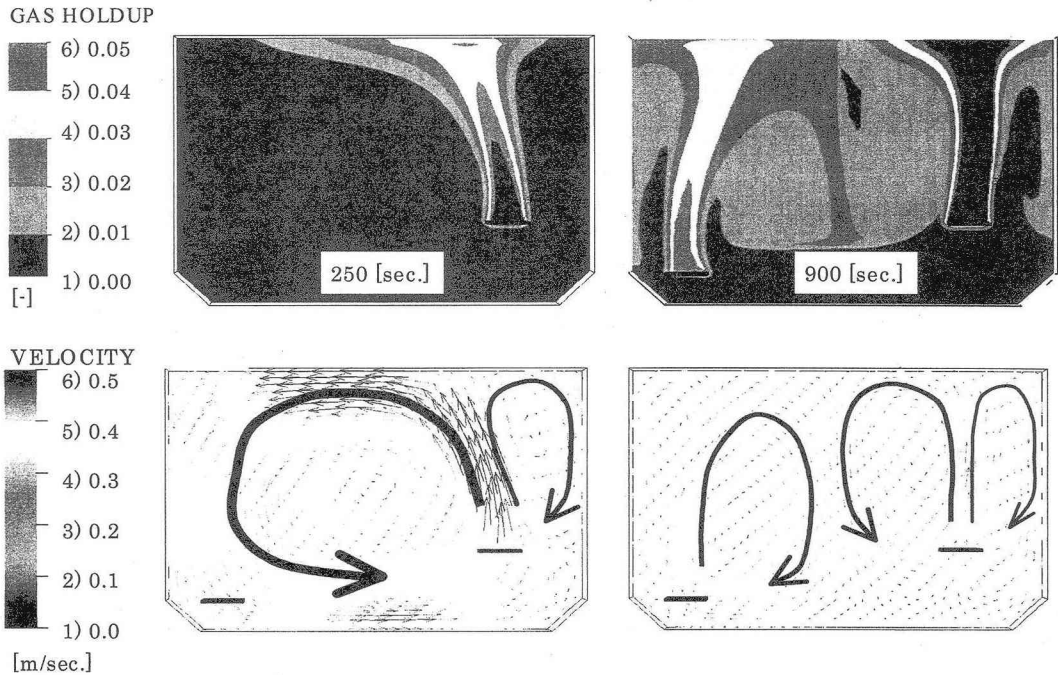


Figure 6 Simulated liquid-velocity and gas volume fraction
(Left: Aeration by aerator on the right side only, Right: Aeration by both left and right aerators)

Table 4 Predicted values of K_La hydrodynamic model (Tank 7)

	Aeration by aerator on right side only	Aeration by both aerators
Method 1*	7.2 hr ⁻¹	N.A
Method 2*	7.0 hr ⁻¹	N.A
Method 3*	7.4 hr ⁻¹	17.2 hr ⁻¹
Predicted K_La values by hydrodynamic model	7.2 hr ⁻¹	17.0 hr ⁻¹
Predicted K_La value by Eq.2	5.6 hr ⁻¹	N.A

* See Table 1, N.A.: not available

ルによる K_La 計算値は(2)式による K_La に比べ幾分大きな値となった。(2)式のモデルは K_La が4以下までの曝気槽を対象に確認がされているが、Tank7 ではこれらよりも曝気が強いことにより、曝気槽上部で気泡存在箇所が大きく左に広がり、散気装置設置面積と気泡存在面積が等しいとする仮定している(2)式のモデルと K_La の計算結果に違いが生じたと考えられる。

また、曝気槽の酸素移動の効率は散気装置の配置方法に影響を受け、単純な旋回流式よりも両側から曝気する構造や中央から曝気する構造の方が酸素の溶解に有利であることが報告されている¹⁶。散気装置を典型的な旋回流となるよう端に設置した構造と中央に設置した構造についてその他は同一条件で K_La を試算すると、中央に配した構造では K_La が約1.2倍となった。これは旋回流の大きさが小さくなり気泡の上昇速度が小さくなるためにガスホールドアップが大きくなるためと考えられ、中央に散気装置を配した構造の方が酸素の溶解に有利であることがハイドロダイナミクスモデルによっても明らかとなった。この場合やTank7 のような典型的な旋回流とならない曝気槽の酸素溶解性能の把握にもハイドロダイナミクスモデルを使った方法は有効であると考えられる。

Table 5 K_La sensitivity based on bubble diameter

Bubble diameter (mm)	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	5.5
K_La (hr ⁻¹)	9.2	7.2	5.9	4.9	4.2	3.7

*Calculation based on Tank 7

4 考察

一定の気泡径を与えて(1)式を用い K_La を計算する際には気泡比表面積 a 及び気泡のスリップ速度 U_s が定数となっていないが、気泡のスリップ速度 U_s は全ての計算において約 0.21 m/sec 程度であったことから、 K_La の値は主に曝気槽に存在する気泡比表面積 a によって支配されると見なすことができる。気泡比表面積は、気泡径及びガスホールドアップによって定まる。Sekizawa(1985)⁴ は、気泡が散気装置設置面の上方に一様に存在するものと仮定し、ガスホールドアップを気泡径、ガスの吹き込み量及び曝気槽の寸法・散気装置の配置、の三種類の条件から求められるようにした。ガスホールドアップは気泡の見かけ上昇速度によって定まるが、理想的な旋回流が形成されない場合、これを精度良く把握することは容易ではない。実際、Tank 7 で左右両方の散気装置を使って曝気すると混合液の表面流は極めて複雑な流れを示し、表面に浮かべたボールは蛇行して信頼性のある表面流速を把握することができなかった。このような場合は、もはや(2)式を使って K_La を求めることはできず、ハイドロダイナミクスモデルを利用する必要がある。ここで作成したハイドロダイナミクスモデルは、混合液表面流速の整合性が確認されているため、一定の水準で K_La を広い範囲に渡って算出することが可能と考えられる。この計算は明らかに(2)式の使用よりも複雑で時間がかかるが、今後はコンピュータの進歩によって次第に使いやすくなるものと予想される。

また、設定する気泡径は K_La の値に大きく影響する。Table 5 に示すように、気泡径を変えた以外は同一条件で K_La を試算すると、気泡径が 3 mm から 3.5 mm にわずかに変わってもこの値は大きく異なる。気泡径は散気装置の種類のみならず、混合液の性状でも変化する。例えば、塩類濃度が高い液では気泡径が小さくなり¹⁷、 K_La は清水の場合よりも著しく高くなるが、逆に曝気混合液では清水に比べ K_La は低くなるがよく知られている¹⁸。MLSS 濃度が同じでも混合液中に存在する微生物の種類が異なると K_La は変化することも知られている¹⁹。これらの液性の違いによる K_La の違いは、散気装置から発生する気泡径液性により大きく変わることによるところが大きいと考えられる。従って、産業排水の活性汚泥処理のように原水組成や汚泥性状の差異が著しい場合には、 K_La の算出に当たって気泡径を文献から引用することは特に注意が必要と思われる。気泡径の実測には、曝気状態を写真撮影することで求める方法などがあるが、ハイドロダイナミクスモデルを使って K_La を精度良く予測するには、気泡径の正確な把握が重要な課題のひとつとなる。

5 結論

本報告では複雑な流れを与える曝気槽の K_La を予測するために気泡径が 2.13~5.3 mm の曝気でハイドロダイナミクスモデルを使ったモデルを検討し、以下の結論を得た。

- ・計算により求めた旋回流型曝気槽の混合液表面流速は、実測値とよく一致した。
- ・旋回流型の曝気槽のみならず、両側に散気装置が配置されて複雑な流れを示す曝気槽においても K_La の計算が可能であった。
- ・気泡径が事前に把握されていれば K_La や混合液の流動状態をシミュレーションできることが明らかとなった。

記号	
Q_1 : 原水流量 (m^3/sec)	m : 指数 (-)
Q_2 : 余剰汚泥引き抜き流量 (m^3/sec)	Ug : タンク平面基準のガス空塔速度 (m/sec)
COD_1 : 原水 CODcr 濃度 (kg/m^3)	H : 曝気槽高さ (m)
COD_2 : 処理水 CODcr 濃度 (kg/m^3)	L : 曝気槽幅 (m)
X_2 : 引き抜き CODcr 換算濃度 (kg/m^3)	t : 時間 (s)
V : 曝気槽体積 (m^3)	ρ_a : 連続相密度 (kg/m^3)
KLa : 総括物質移動容量係数 ($1/\text{sec}$)	r_a : 連続相 (液相) ボリュームフラクション (-)
Cs : 飽和溶存酸素濃度 (kg/m^3)	r_β : 分散相 (気相) ボリュームフラクション (-)
C : 槽内溶存酸素濃度 (kg/m^3)	x_i : i 方向長さ (m)
r_c : 混合液の酸素吸収速度 ($\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{sec}$)	x_j : j 方向長さ (m)
Y : 基質 Ss に対する微生物 X_H の収率 (kg/kg)	$u_{a,i}$: 連続相 (液相) i 方向速度 (m/sec)
μ_{max} : 微生物 X_H の最大比増殖速度 ($1/\text{sec}$)	$u_{a,j}$: 連続相 (液相) j 方向速度 (m/sec)
Ss : 易生物分解性基質濃度 (kg/m^3)	p : 圧力 (Pa)
Ks : 基質 Ss の親和定数 (kg/m^3)	gi : 重力加速度 (m/sec^2)
Ko : 溶存酸素の親和定数 (kg/m^3)	$M_{a,i}$: 相間抗力 (N/m^3)
b_H : 微生物 X_H の自己消化速度 ($1/\text{sec}$)	C_d : 相間抗力係数 (-)
X_H : 微生物濃度 (kg/m^3)	$MLSS$: MLSS (kg/m^3)
Gv : 標準流量換算の曝気空気の吹込み流量 (Nm^3/sec)	
pO_1 : 標準状態における空気中の酸素濃度 (kg/Nm^3)	
pO_2 : 曝気槽から排出される空気中の酸素濃度 (kg/Nm^3)	
κ : 補正係数 (-)	
$D_L^{O_2}$: 酸素拡散係数 (m^2/sec)	
Us : 気泡のスリップ速度 (m/sec)	
π : 円周率 (-)	
dB : 気泡径 (m)	
ϕ : 気泡のホールドアップ (-)	
K_L : 総括物質移動係数 (m/sec)	
a : 単位体積あたり気泡表面積 (m^2/m^3)	
U_L : バブルゾーンにおける曝気液流速 (m/sec)	
h : 散気装置設置深さ (m)	
P^* : 大気圧 (Pa)	
Ph : 散気装置設置深さにおける圧力 (Pa)	
U_{ls} : 曝気槽表面における曝気液流速 ()	
α : 係数 (-)	
Φ : 指標 (cm^2/sec)	

引用文献

- ¹ 藤江幸一, 久保田宏, 笠倉忠夫 (1983) エアレーション用散気装置の散気性能指標, *下水道協会誌*, **6** (10), 56-61.
- ² 久保田宏, 藤江幸一, 関沢恒男, 市川郁夫, 笠倉忠夫 (1989) 活性汚泥法における微細気泡と全面ばっ気による性能向上と省エネルギー, *環境研究*, No.75, 43-51
- ³ 才木孝 (1997) エアレーション式反応タンクの旋回流及び酸素移動調査 *下水道協会誌*, **34** (412), 12-18.
- ⁴ Sekizawa, T., Fujie, K., Kubota, H., Kasakura, T., and Mizuno, A. (1985) Air Diffuser Performance in Activated Sludge Aeration Tanks, *J. Water Pollution Control Fed.*, **57** (1), 53-59.
- ⁵ Pfleger, D., Gomes, S., Gilbert, N., Wagner, H.-G., (1999) Hydrodynamic simulations of laboratory scale bubble columns fundamental studies of the Eulerian-Eulerian modelling approach, *Chemical Engineering Science* **54** 5091-5099
- ⁶ Pfleger, D., Becker, S., (2001) Modelling and simulation of the dynamic flow behaviour in a bubble column *Chemical Engineering Science* **56** 1737-1747
- ⁷ 竹田宏 (2003) 気泡塔内の流動シミュレーションの現状と将来展望, 化学工学シンポジウムシリーズ 77, 3-10
- ⁸ AEA. (2002) CFX5.5.1-Flow solver manual. AEA Technology.
- ⁹ Clift, R., Grace, J., Weber, M. E. (1978) *Bubbles, drops and particles*, New York, USA: Academic Press.
- ¹⁰ Ishii, M., Zuber, N., (1979) Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or Particulate Flows, *AIChE Journal*, **25** (5), 843-855
- ¹¹ Olmos, E., Gentric, C., Vial, Ch., Wild, G., Midoux, N., (2001) Numerical simulation of multiphase flow in bubble column reactors. Influence of bubble coalescence and break-up. *Chemical, Engineering Science*, **56**, 6359-6365
- ¹² Launder, B. E., Spalding, D. B., (1972) *Mathematical models of turbulence*, London, GB: Academic Press.
- ¹³ Bokil, S. D., Bewtra, J. K., (1972) Influence of mechanical Blending on Aerobic Digestion of Waste Activated Sludge, *Proc., 6th Int. IAWPRC Conf. On Water Pollution Res.*, Int. Assoc. on Water Pollution Research and Control, London, 421-438.
- ¹⁴ 星野, 久保田, 笠倉, 小山, (1977) 活性汚泥エアレーションタンク内の液旋回流速, *下水道協会誌*, **14** (160), 22-30
- ¹⁵ Kataoka, H., Sugaya, K., Mukataka, S., Takahashi, J., (1977) Measurement of Bubble Diameters in Gas-sparged Agitated Vessels by small Electrode probe, *J. Ferment. Technol.*, **55**, 525
- ¹⁶ James, A. M., William, C. B., H., Johannes P., (2002) *AERATION: Principles and Practice*, Florida, USA: CRC Press.
- ¹⁷ Marrucci, G., Nicodemo, L., (1967) Coalescence of gas bubbles in aqueous solutions of inorganic electrolytes, *Chemical, Engineering Science*, **22**, 1257-1256
- ¹⁸ Tewari, P. K., Bewtra, J. K., (1982) Alpha and beta factors for domestic wastewater, *J. Water Pollution Control Fed.*, **54**, 1281-1291
- ¹⁹ 山根 (1991), 生物反応工学第2版, 219-239, 産業図書