

水中プロペラ攪拌式オキシデーションディッチの 酸素移動現象に関するシミュレーション

On the Oxygen Transfer Simulation in an Oxidation Ditch with Aeration Devices and an Underwater Mixer

岡本 幸彦 エンジニアリング研究所 水システム研究部 主幹 工博
功刀 亮 エンジニアリング研究所 水システム研究部
前園 健司 水エンジニアリング本部 計画部 統括スタッフ
遠藤 淳 水エンジニアリング本部 水道環境技術部 プロセス技術室 室長

Yukihiko Okamoto
Makoto Kunugi
Kenji Maezono
Jun Endo

中小規模の下水処理施設として普及しつつあるオキシデーションディッチ（以下、OD と略記する）の中で酸素供給機能と攪拌機能とを分離独立させた水中プロペラ式 OD は、曝気、攪拌の投入エネルギーに対して酸素移動効率が高く、効率的な水処理設備として定評がある。本稿では、曝気装置を用いた酸素移動現象を槽内の流動現象とともに数値解析でシミュレーションする新たに開発した方法について紹介するとともに、合わせて実施した OD の縮小模型における計測結果と計算結果との比較について報告する。また、槽内における散気板と水中プロペラ式攪拌機の配置の違いが酸素移動性能に与える影響について、縮小模型実験結果とこれに対応するシミュレーション計算結果を用いて検討した。この結果、散気板位置の流速が酸素移動性能に影響を与えることがわかった。

As the medium or small size wastewater treatment plants, oxidation ditches with an underwater propeller type mixer and aeration plates are usually adopted because of its high oxygen supply. This type of oxidation ditch is equipped with separated functions of oxygen supply and mixing in order to prevent the sedimentation of sludge, and is known as a highly efficient wastewater treatment plant. In this paper, new method to simulate the flow field activated by an underwater propeller type mixer and the oxygen transfer phenomena through air bubble boundaries supplied by aeration plates is explained. In order to validate the simulated results, oxygen transfer velocities were measured using the scaled model oxidation ditch and compared with the corresponding calculation results by above stated method. Moreover, oxygen transfer velocities were measured changing arrangements of the aeration plates and mixer position, and compared with the simulated results. These results show that the oxygen transfer efficiencies have close correlation to the mean velocity just above the aeration plates.

1. はじめに

中小規模の下水処理施設として普及しつつあるオキシデーションディッチ（以下、OD と略記する）の中で酸素供給機能と攪拌機能とを分離独立させた水中プロペラ式 OD は、曝気、攪拌の投入エネルギーに対して酸素移動効率が高く、効率的な水処理設備として定評がある。しかし、これらの機能が分離独立しているので、槽内におけるこれらの配置については自由度があり、酸素移動効率面から見た最適な配置方法を検討するための推定手法が必要と考えられる。

本研究では、超微細気泡が発生できる散気板を装備した水中プロペラ攪拌方式の OD を曝気運転したときの酸素移

動現象をモデル化して流体解析に組み込み、酸素移動効率の推定を試みるとともに、その検証のために OD の縮小模型実験を実施した。さらにプロペラと散気板の配置が酸素移動効率に及ぼす影響を、縮小模型を用いた実験によって検討し、推定計算結果と比較することにより、酸素移動効率の推定手法に実験結果を反映させることについて考察した。

この推定手法は大型の OD 槽に採用されている長円形、馬蹄形槽、同心円形など異なる形状の OD 槽についての酸素移動効率などを推定するための有力な計画・設計のためのツールになると考えられる。

2. 計算モデル

2.1 分散相モデル

散気板から気泡を放出した場合の槽内流れを解くためのシミュレーション計算モデルとして、CFD(Computational Fluid Dynamics)コード FLUENT-Ver.4.5 の分散相モデルを使用した。このモデルでは、流体内の指定座標点から、所定の粒子径および粒子比重を持った粒子を所定の流量で流体内に放出して、その後の流れを非定常計算で時間方向に繰り返し計算で解く方法である。

この方法では連続体の流体と分散相の粒子との間の運動量の授受を計算して、流体である連続相と分散相の流れを解くため、それぞれの運動方程式を時間方向に交互に解いていき、最終の定常解を求める。計算に用いた分散相モデル (Dispersed Phase Model) は下記の仮定をおいて簡易化したモデルを用いており、実際の現象とは異なっている部分がある。

- (1) 気泡径はインプットデータとして与える。
- (2) 気泡径は水深など、周囲の圧力の変化に従って変化はしない。
- (3) 気泡内の酸素の分圧は変化しない。
- (4) 気泡同士の合体、分離などは考慮しない。

また、水中プロペラ式攪拌機は、プロペラの羽根位置においたプロペラ円と面積が等しい正方形の面上に、ファンモデルを設定して表現した。ファンモデルはその面で発生する圧力差がその面を通過する流速の関数として与えられ、ここではプロペラの反力と回転数から特性曲線を推定して特性曲線として設定した。今回の計算ではプロペラによって加速流中に誘起されるプロペラと同一回転方向の回転流れを考慮しない簡易化したモデルを用いている。

2.2 酸素移動反応モデル

空気泡から水への酸素移動の計算には、ルイスとホイットマン (1924 年) によって考案された二重境膜モデル²⁾を用いることとした。このモデルは気相と液相との界面近傍に境膜という気液流体の静止相を考え、そこを拡散のみで物質が移動するというモデルである。

気液界面を通しての物質拡散について考えると、気相と液相の 2 相間における酸素の分配平衡に、式(1)で示すヘンリーの法則(線形の平衡関係)が成り立つものと仮定する。

$$P_g = H \cdot C_l \quad \dots\dots(1)$$

ただし、

p_g : 気相中のガス分圧 (Pa)

C_l : 液相中の溶解ガス濃度 (mol/m³)

H : ヘンリー定数 (Pa・m³/mol)

一次元の拡散方程式に式(1)の関係を代入すると、気相中のガス濃度 C_g と液相中の溶解ガス濃度 C_l の関係は下式(2)、(3)のように表される¹⁾。

$$-\frac{\partial C_g}{\partial t} = K\alpha_g \left(\frac{RT}{H} C_g - C_l \right) \quad \dots\dots(2)$$

$$\frac{\partial C_l}{\partial t} = K\alpha_l \left(\frac{RT}{H} C_g - C_l \right) \quad \dots\dots(3)$$

ただし、

C_g : 気相中の溶解ガス濃度 (mol/m³)

K : 総括物質移動係数 (m/sec)

α_g : 気相単位体積あたりの液滴の表面積 (m⁻¹)

α_l : 液相単位体積あたりの気泡の表面積 (m⁻¹)

R : 気体定数 (J/mol K)

T : 温度 (K)

これらの式により空気泡内のガスの分圧と液相中のガス濃度から気液界面における液相中の溶解ガス濃度 C_l が求まれば、液相中の任意点における気体濃度は通常の Navier-Stokes の式と同様、対流項と拡散項により液相中へ拡がるため、通常の化学物質などの拡散と同様に CFD の計算手法によって求めることができる。

3. 縮小模型実験

3.1 矩形槽における実験

酸素移動現象に関するシミュレーション計算の妥当性を検証するために、まず簡単な矩形水槽で酸素移動速度の計測実験を実施した。

Fig.1 に使用した矩形槽の形状および散気板の形状を、実験条件を Table 1 に示す。散気板は微細気泡を発生するために超親水性薄膜に等間隔に微小な開口を設け、底面はステンレス板からなり周囲はステンレス製の枠で固定されている。

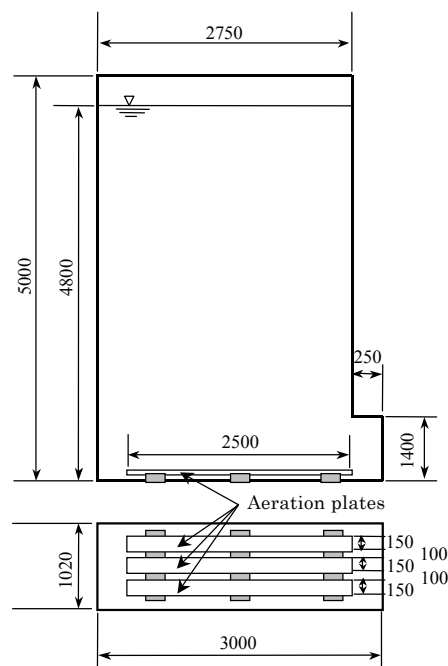


Fig.1 Aeration tank used for experiments

Table 1 Experimental conditions

		Air supply (Nm ³ /m ² /h)			
		20	50	80	100
Aeration depth (m)	1.8	○	○	○	○
	3.0	○	○	○	○
	4.0	○	○	○	○
	4.8	○	○	○	○

実験では槽内の溶存酸素濃度 (DO) の時間変化を亜硫酸ソーダ法に基づき DO メーターを用いて計測を行い, DO の時系列データから下式により K_{La} (総括酸素移動容量係数) を求めた。

$$\frac{dC}{dt} = K_{La} (C_s - C) \quad \dots\dots(4)$$

ただし,

C : 溶存酸素濃度

C_s : 飽和酸素濃度

t : 時間

式(4)を時間で積分すると式(5)が得られる。

$$2.303 \cdot \log \frac{C_s - C_1}{C_s - C_2} = K_{La} (t_2 - t_1) \quad \dots\dots(5)$$

$$K_{La} = \frac{2.303}{t_2 - t_1} \cdot \log \frac{C_s - C_1}{C_s - C_2} \quad \dots\dots(6)$$

本実験結果をまとめて Fig.2 に示す。この結果から散気水深を深くするほど、また給気量を少なくするほど酸素移動効率は上昇することがわかる。

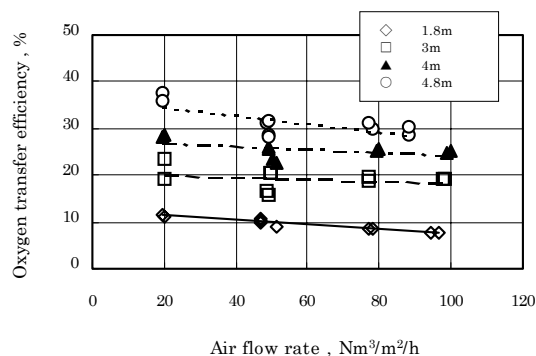


Fig.2 Measured oxygen transfer efficiency

散気水深が深くなるほど酸素移動効率が上昇するのは、気泡が水と接触する時間が長くなり酸素移動量が大きくなるためであると考えられるが、深い水深から給気するためには給気のためのエネルギーが水深に比例して大きくなることを考慮する必要がある。

また、給気量を少なくするほど酸素移動効率が上昇する傾向があるのは、給気量が少ないうちは気泡により生じる上昇速度が小さく (すなわち接触時間が長く)、気泡は小さいまま上昇する傾向があるが、給気量の増加に伴い気泡の上昇速度が大きくなり (すなわち接触時間が短く)、気泡が散気面の中心に集中する傾向が強くなるので、気泡同士の結合が起こり、気泡径が大きくなり、その結果、気泡の表面積が減少する傾向があるためと考えられる。

3.2 OD 槽縮小模型における実験

散気板と攪拌用水中プロペラを OD 槽内部にどのように配置するのが、酸素移動効率から見て効果的かを実験的に調査するために、当社、エンジニアリング研究所にある造波水路の一部を改造して OD 槽の縮小模型を作成し、7 種類のプロペラおよび散気板の配置に対する酸素移動効率の計測、槽内流速および気泡径の撮影・解析実験を実施した。

3.2.1 実験装置概要

本実験装置の写真を Photo 1 および Photo 2 に示す。また Table 2 に OD 槽の寸法、Table 3 に散気板の寸法、Table 4 に使用した水中プロペラの仕様を示す。

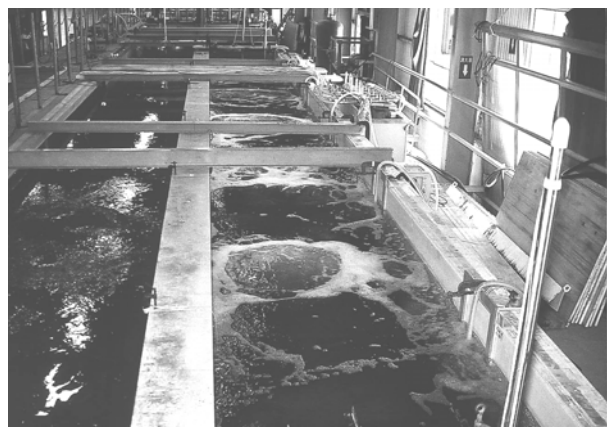


Photo 1 Model oxidation ditch (top view)

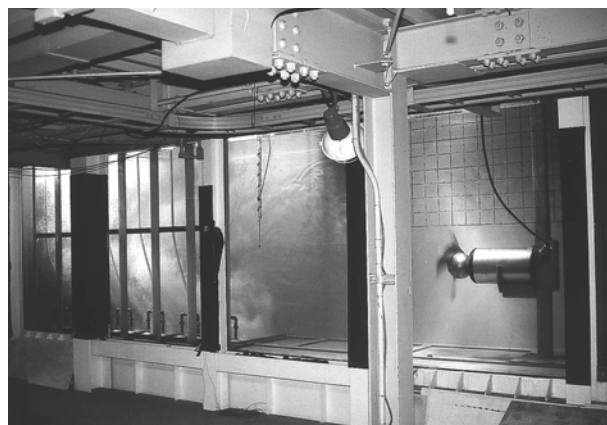


Photo 2 Model oxidation ditch (side view)

OD 槽の縮小模型は、幅 3.0m の造波水路の中心線上に垂直の隔壁を設置し、その両端部にコーナーガイドおよび半円柱状の端部壁を設けて作成した。散気板は 2 枚を 1 組として 1 枚のベースプレートに固定されており、水上から移設が可能なように水面上で固定できる縦長のフラットバーに取り付けられている。また、散気板への給気も 2 枚 1 組の配管とし、空気流量計は散気板 2 枚分の合計を計測するようにした。実験にはこの 2 枚 1 組の散気板を 6 組準備して、さまざまな配置を可能にした。

Table 2 Particulars of model oxidation ditch

Length	m	23.2
Breadth	m	3.0
Depth	m	1.8
Volume	m ³	113.8

Table 3 Dimensions of aeration plate

Length	mm	1005
Breadth	mm	150
Aeration area	m ²	0.145
Max. flow rate	m ³ /h	18.0
Number for experiments		12

Table 4 Particulars of mixer

Diameter – Impeller	mm	580
Ring (Inner diameter)	mm	590
Ring (Outer diameter)	mm	814
Output power	kW	5.6
Revolution rate	rpm	575
Reaction force	N	1170

3.2.2 実験項目・実験条件と結果

前述の実験装置を用いて 7 種類の散気板・プロペラ配置に対して下記の実験を実施した。Fig.3 に 7 種類の散気板・プロペラ配置を示す。

(1) 溶存酸素濃度計測 (DO 計測)

計測方法および解析方法は前述の矩形槽における実験と同じ方法を用いた。また、計測場所は Fig.3 中に併せて示した。解析結果の K_{La} および酸素移動効率は 20℃ 換算の値を求めた。また、計測場所は各 Run-no. とともに Fig.3 中に示す 3 断面とし、1 断面は最も水流が安定すると考えられる断面で、残りの 2 断面は散気板の直上流 (上流側 1m) および直下流 (下流側 1.5m) 位置の断面とした。各 Run-no. に対して実施した溶存酸素濃度の計測結果から求めた 20℃ における K_{La} の値を Fig.4 に示す。

これらの実験結果から、酸素移動効率が最も大きくなるのは Run-2 のプロペラ・散気板配置の場合であることがわかる。また最も酸素移動効率が小さいのは Run-1 の場合で

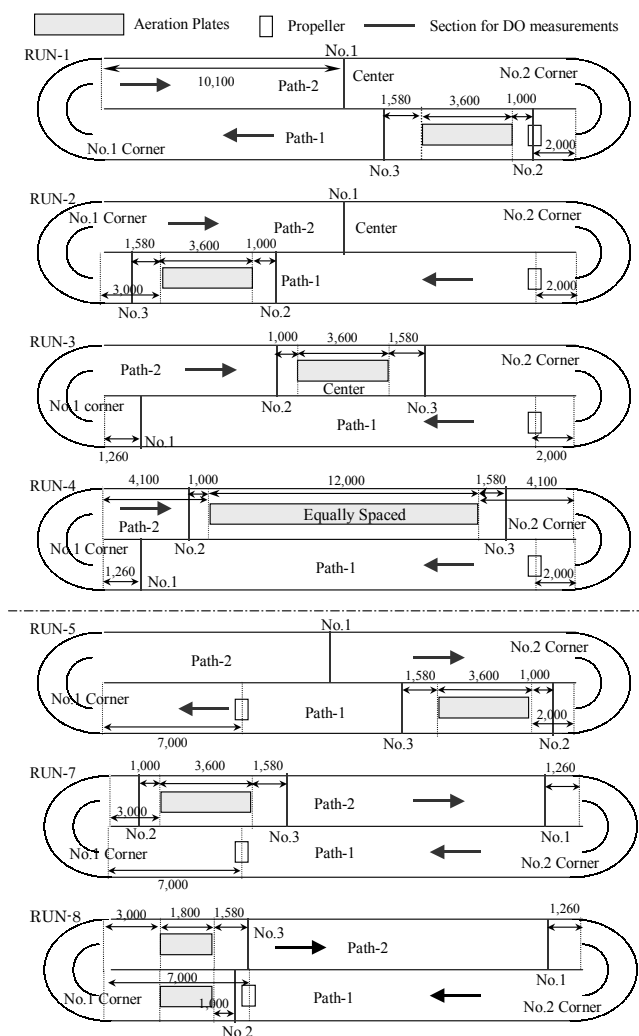
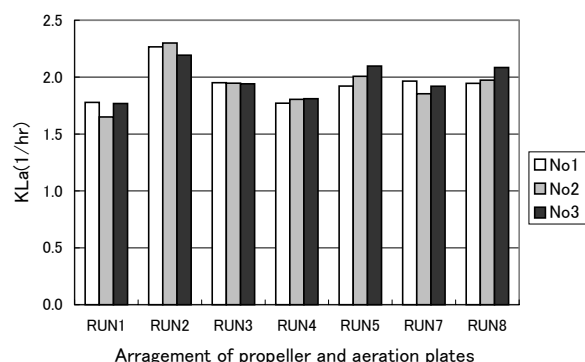


Fig.3 Arrangements of the aeration plates, the propeller and measuring sections

Fig.4 Comparison of K_{La} for several arrangements of the propeller and aeration plates

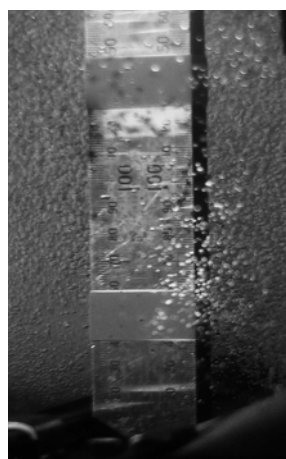
ある。一つの原因として考えられるのは、今回のプロペラ羽根の槽底面からの高さが実設備よりもかなり上方に配置したため、プロペラ直下流に散気板を配置した場合は、散気板直上の流速がプロペラが吐き出す速い流れの中に入っておらず、プロペラの作用により逆に平均流速よりもかなり減速されていることが原因と考えられる。これに対して

Run-2 ではプロペラから十分離れたコーナー直前の直線部に散気板を配置することにより、均一な速い流れの中に散気板が配置され、さらに散気直後にコーナー部に入るために気泡を槽内に押しとどめようとする二次流れ（流れに対して垂直な断面内の速度成分）の影響があることも K_{La} が大きくなる原因と考えられる。

(2) 気泡径の撮影および分析実験

今回開発したシミュレーション手法では散気板から発生する気泡径がインプットデータであるため、実際に気泡径がどの程度であるかを知るため気泡径の計測を実施した。気泡径の計測は、造波水路の観測部に散気板が配置できる Run-1 および Run-5 の 2 ケースについて実施した。

観察は、周囲から光が入らないように留意して、カメラのシャッターを解放しておき、単一のストロボ発光による照明で気泡の映像を撮影した (Photo 3)。気泡径がわかるようにステンレス製のスケールが同一画面内に撮影されるように配置した。このスケールにピントを合わせて、所定の水深近傍でピントが合っている気泡 30 個のサイズを計測し、0.5mm ピッチで頻度分布を解析した。



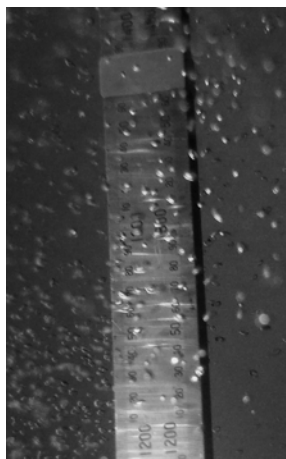
100 mm from bottom



500 mm from bottom



900 mm from bottom



1500 mm from bottom

Photo 3 Examples of the data used for analysis of bubble diameter (Run-1, 50Nm³/m²/hour)

気泡径の分析結果の一例を Fig.5 に示す。図中には 0.25mm から 0.5mm ピッチの気泡径範囲に対して、相対度数 (%) で示した。

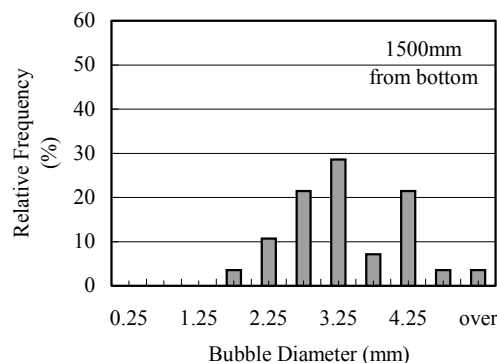
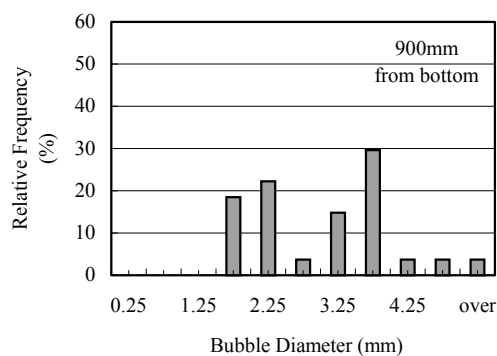
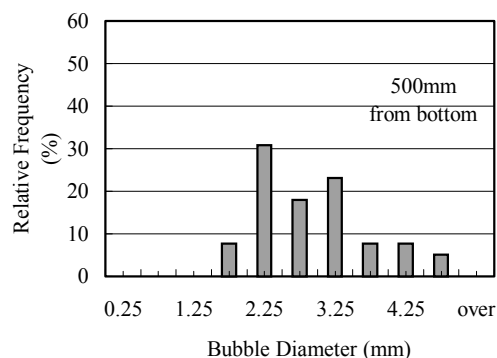
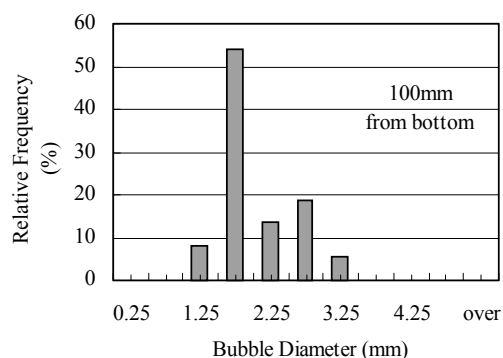


Fig.5 An example of bubble diameter analysis (Run-1, Air flow rate=100%, Mean velocity=0.3m/s)

4. 槽内流れと酸素移動現象のシミュレーション

4.1 矩形槽におけるシミュレーション計算

矩形槽については、水深 4.8m の場合についての計算を実施した。以下にその計算条件を示す。

(1) 槽形状

長さ×幅×深さ : 23.2 m×1020 m×4.8 m
 グリッド数 : 長さ方向×幅方向×深さ方向
 = 32×17×50 (27200 グリッド)
 DO 濃度モニター点 (i, j, k)

= (15, 9, 24) ほぼ槽中央位置
 (実験における計測点と同じ)

(2) 散気板形状

長さ×幅 : 2505 mm×150 mm (1 枚あたり)
 通気面積 : 0.362 m² (1 枚あたり)
 枚数 : 3

(3) 散気条件

空気流量 : 18.1 m³/hour (1 枚あたり)
 気泡径 : 2.5 mm
 ただし、気泡径の計測は実施していない。

(4) 物質移動係数 : 0.4×10^{-3} (m/sec) 気泡径 2.5 mm の場合の値を採用²⁾

(5) 空気中の酸素分圧 : 21% (実際には低下するが今回の計算では一定として計算)

(6) ヘンリー定数 : 5.42417×10^4 (Pa・m³/mol) 実験時の水温 6.3℃での値を採用

矩形槽槽内の DO の時系列変化を実験値と比較して Fig.6 に示す。今回の矩形槽の実験では、気泡径の観察を実施していないために、計算における気泡径はパラメトリックに変化させて計算した結果、溶存酸素濃度が実験結果と最も近くなるのが気泡径が約 2.5mm であることがわかった。この計算結果は、実験における溶存酸素濃度の時間変化をほぼ再現できていると考えられる。

ヘンリー定数は、飽和酸素濃度を決定するパラメータなので、溶存酸素濃度の時系列変化を比較する場合には実験時の温度における値を使用する必要がある。また、気泡径は、 K_{La} の計算結果に最も大きな影響を与えるパラメータであるため、計算の厳密さを重視すれば、気泡径を支配するパラメータに関して詳細な研究が必要と考えられる。

4.2 OD 槽縮小模型におけるシミュレーション計算

OD 槽に対して矩形槽と同様の手法を用いて酸素移動のシミュレーション計算を実施した。計算は縮小模型実験を行った 7 種類の Run-no.すべての条件に対して実施した。

計算条件は下記のとおりである。計算方法は、まず定常計算で気泡を給入しない場合の槽内の流れをあらかじめ計算して定常解を得ておき、気泡給入を行う非定常計算の時刻 $t = 0$ における初期値として用いた。 $t = 0$ において散気板位置から所定の気泡径の空気注入を開始する。この後、

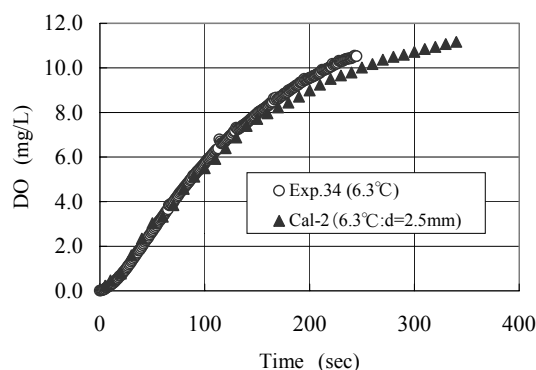


Fig.6 Comparison of measured and calculated DO time history for the rectangular tank

時間を追って液相の計算と気泡の追跡計算を練成して解き、飽和状態に至るまでの計算を行う。

(1) 槽形状

長さ×幅×深さ : 23.2 m×3.0 m×1.8 m
 グリッド数 : 長さ方向×幅方向×深さ方向
 = 143×12×17 (約 30000 グリッド)

(2) 散気板形状

長さ×幅 : 1005 mm×150 mm (1 枚あたり)
 通気面積 : 0.145 m² (1 枚あたり)

(3) プロペラ形状

直径=0.580 mm (面積の等しい正方形で近似)
 羽根枚数=3
 反力=1170N (カタログ値) (Fan モデルを使用)

実験では、実施設とほぼ同じ平均流速が約 0.3m/sec になるようにインバーターでプロペラ回転数を下げて作動状態を設定したので、計算においても平均流速が 0.3m/sec になるように反力とプロペラ性能曲線を修正した。

(4) 散気条件

配置枚数 : 12 枚
 空気流量 : 7.25 m³/hour (1 枚あたり)
 気泡径 : 2.5 mm (実験の 900 mm 深さ位置 (平均深さ) の計測気泡径を採用)

(5) 物質移動係数 : 0.4×10^{-3} (m/sec)

気泡径 2.5 mm の場合の値を採用

(6) 空気中の酸素分圧 : 21%

(今回の計算では一定として計算した)

(7) ヘンリー定数 : 6.6937×10^4 (Pa・m³/mol) 15.7℃での値を採用

4.2.1 Run-1 の配置における比較

Fig.7 に Run-1 の曝気開始から 1000 秒までの槽内 DO 濃度の時間変化の計算結果を示す。また OD の縮小模型における溶存酸素濃度の時系列変化の実験結果と計算結果とを比較して Fig.8 に示す。本計算では矩形槽の場合と同様に総括物質移動係数を 4.0×10^{-4} m/sec とした。気泡径は、実験の Run-1 プロペラ作動時に計測した平均水深である

900mm 位置において最も頻度の高かった 3.5mm を採用した。またヘンリー定数³⁾は実験時の水温である 15.7℃ の値 $6.6937 \times 10^4 \text{ Pa} \cdot \text{m}^3/\text{mol}$ を用いた。

この結果から、ヘンリー定数に実験水温における値、気泡径を平均水深における計測値、総括物質移動係数を対応気泡径に対する値を用いることによって、定量的にもほぼ実験値に近い DO の時間変化を得ることができることが判明した。また、実験と同じく、槽内の 3 箇所において DO の時間変化を調べたが、ほとんど差は見られず、実験と同様の結果となった。

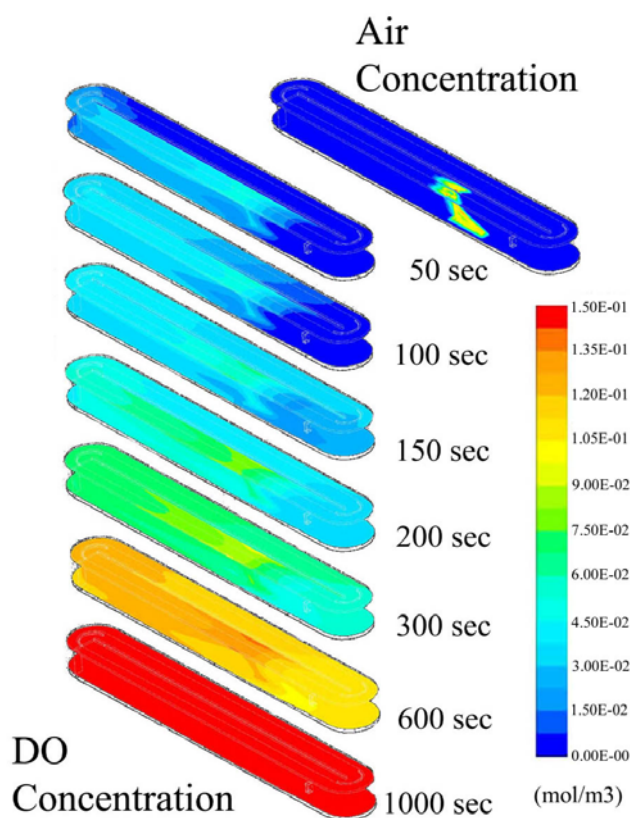


Fig.7 Simulated time history of DO concentration in the oxidation ditch

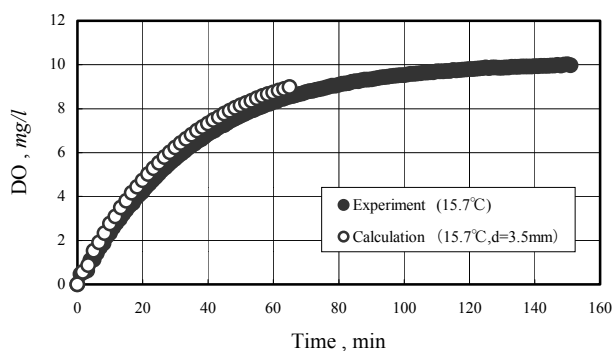


Fig.8 Comparison of measured and calculated DO time history of the model oxidation ditch

次に、溶存酸素濃度の時系列変化に対して水温および気泡径が及ぼす影響を Run-1 について調べた結果を Fig.9 に示す。水温影響は気泡径が 2.5mm において 20℃ と 15.7℃ の場合を比較した。水温が影響を及ぼすパラメータはヘンリー定数であり、飽和酸素濃度に影響を及ぼす。一般に水温が低い方が飽和酸素濃度が高く計算結果でもこの傾向が現れており、15.7℃ の飽和値もほぼ実験値に近い値に漸近している。

また、気泡径については 2.5mm と 3.5mm の場合について比較したが、空気と水との界面の面積に影響を及ぼすため、結果として飽和に至るまでの速度に大きな影響を及ぼしていることがわかる。

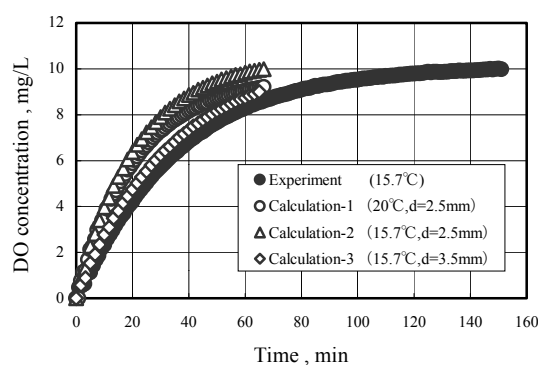


Fig.9 Effect of water temperature and bubble diameter on DO time history

4.2.2 全 Run における比較

全散気板・プロペラ配置に対する実験結果から求めた 20℃ 換算の K_{La} の値と 20℃ における DO の時系列データの計算結果から求めた K_{La} の値を比較して Fig.10 に示す。

この図から、散気板とプロペラ配置の相違に対する K_{La} の相違は実験値と計算値とで対応がとれておらず、実験では計算で考慮されていない（あるいは設定した仮定が間違っているなど）要因によって散気板とプロペラの配置による K_{La} の差が支配されているのが原因ではないかと考えられる。

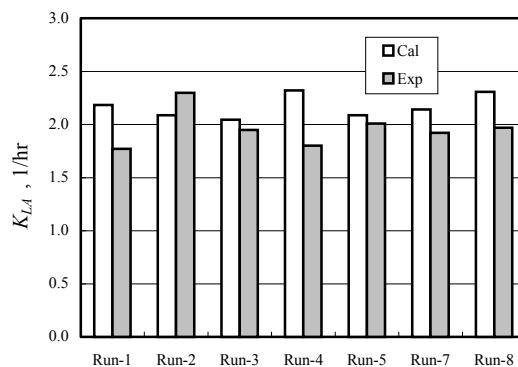


Fig.10 Comparison of measured and calculated K_{La} for all experimental data

5. 酸素移動速度と散気板直上流速との相関

酸素移動効率に最も大きな影響を及ぼす要因の一つとして、気泡径が考えられる。今回のシミュレーション計算では気泡径をインプットデータとして与えているのが、実際はさまざまな条件によって発生する気泡径に影響を受けるはずである。そこで、散気板から発生する気泡径に影響を及ぼすパラメータとして散気板の気泡発生位置における流速を考え、散気を行った場合の流れ解析結果から、散気板直上の流速データを各 Run について取り出して散気面での平均流速を求め、これと実験によって求めた K_{La} の値との相関を取って Fig.11 に示した。本図からわかるように両者の間には強い相関があることがわかる。

このことから、特定の散気板については、発生する気泡径を散気板直上の平均流速の関数として決定すれば、実験値との相関はかなり改善されるのではないかと考えられる。

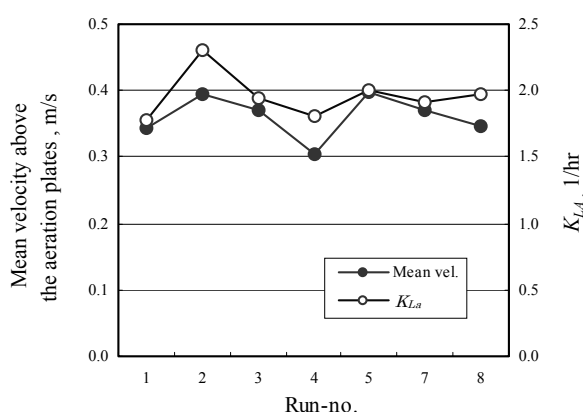


Fig.11 Correlation between K_{La} and mean velocity above the aeration plates

6. 結論

オキシデーションディッチに関する縮小模型の実験結果から、水中プロペラ攪拌式オキシデーションディッチにおける散気板およびプロペラの最適配置について下記のような結論を得た。

- (1) 汎用熱流体計算コード FLUENT・Ver4.5 とユーザー定義関数を用いることで、水中プロペラ攪拌式 OD の酸素移動現象をシミュレーション計算により求める手法を確立した。
- (2) 平均的な気泡径がわかれば、溶存酸素濃度の時系列変化をある程度定量的に推定することができる様になった。また水温や気泡径に関する溶存酸素濃度の時間変化も妥当な結果を示すことがわかった。
- (3) 7 ケースの槽内の散気板・プロペラ配置の違いが K_{La} に及ぼす影響を計算で求めたが、実験データとの相関を完

全に説明できる結果は得られなかった。これは、散気板から発生する気泡径をすべてのケースで等しいと仮定して計算しているためと考えられる。

(4) 曝気時の散気板直上の平均流速と K_{La} との間に強い相関がある。

7. おわりに

本研究において確立した酸素移動現象のシミュレーション手法で OD の酸素移動現象をある程度推定することが可能になったと考える。しかし本手法は 2.1 節で述べた種々の仮定に基づいて作成されているために、現段階では実際の現象を厳密にトレースできるものではない。したがって、今後これらの仮定を、実際の現象に近づけるような物理モデルを導入して推定精度を向上させ、散気板・プロペラ配置による K_{La} の相対差を説明できるようにしていく予定である。さらに実稼働中の実設備における酸素移動に関するデータの採取とこれに対応するシミュレーション計算結果との比較検討も行って実設備での酸素移動シミュレーション手法として完成させていく必要がある。

参考文献

- 1) 小原明子ほか、水処理におけるオゾン反応層の解析, FLUENT ユーザー会資料.
- 2) 宝沢光紀ほか、拡散と移動現象, 培風館, 東京, 1996.
- 3) 化学工学便覧.

<問い合わせ先>

エンジニアリング研究所 水システム研究部

Tel. 059 (246) 3016 岡本 幸彦

E-mail address : Yukihiko_Okamoto@ntsgw.tokyo.nkk.co.jp