

管内曝気によるDO改善の試み

DO IMPROVEMENT METHOD IN WATER UTILIZING THE PIPE AERATION TECHNIQUE

大木 協¹・羽田野 袈裟義²・馬 駿³・朝位 孝二⁴・中野 陽一⁵

藤里 哲彦⁶・福本 裕輝⁷・原田 利男⁸

Kyo OHGI, Kesayoshi HADANO, Jun MA, Koji ASAI, Yoichi NAKANO
Tetsuhiko FUJISATO, Yuki FUKUMOTO and Toshio HARADA

¹学生会員 山口大学 大学院理工学研究科 (〒755-8611 山口県宇部市常盤台2-16-1)

²フェロー会員 工博 山口大学 大学院理工学研究科 (〒755-8611 山口県宇部市常盤台2-16-1)

³非会員 新光産業(株) 開発部

⁴正会員 工博 山口大学 大学院理工学研究科

⁵正会員 宇部工業高等専門学校 物質工学科

⁶非会員 (有)バブルタンク

⁷非会員 (株)日本港湾コンサルタント

⁸非会員 宇部工業高等専門学校 技術室

This paper gives the results of the laboratory experiments on the DO improvement technique for natural water bodies such as lake or sea. This technique forms bubble cluster on the water surface in a h-shaped pipe by aerating water to be treated introduced into the pipe. The bubble cluster has a high rate of gas exchange between gas and liquid phases due to the high gradient of DO concentration in the liquid phase of the water film of a bubble. Performance of the device has been investigated by the quantity of oxygen dissolution flux evaluated by the product of the equivalent DO increment and the rate of the water treatment, and the ratio of this flux to the power required for aeration. Present experiment showed that the good condition for oxygen dissolution is accomplished at some optimum flow rate of air for aeration, that the elevation of the horizontal part of h-shaped pipe above the outer water surface should be as low as possible, and that the energy efficiency becomes high as the flow rate of air is low.

Key Words : Improvement of DO condition, water membranes of bubbles, bubbles cluster, aeration in pipe, energy saving, gas exchange

1. はじめに

湖沼や内湾などの閉鎖性水域では水の貧酸素化が進行し、魚介類の斃死を招き水産業にとって大きな問題となっている。また、貧酸素化したダム湖の湖底から溶出したヒ素や重金属がそのまま人体に取り込まれることが懸念されている。このような事情で、貧酸素化した水の酸素溶存状態を効率的に改善する技術の確立が切望されている。また、その要件として、可能な限り簡単・コンパクトな構成で製作が容易、しかも低コスト、小エネルギーであることが求められる。

著者ら¹⁾²⁾は水域のDO改善を目的として液膜式気体溶解技術を開発中である。この技術のカギは、曝気により

酸素溶解処理すべき被処理水をいったん気泡集合体の構成要素とすることにより、気泡集合体を構成する個々の気泡の液薄膜(液体)内におけるDO濃度の勾配を大きくし、溶解フラックスを大きくとれることである。

本研究は、h型管内で曝気することで管内に気泡集合体をつくり液膜式気体溶解する技術について、その構成と特徴を述べると共に、水道水を用いた酸素溶解実験の結果の紹介と検討を行う。

2. 液膜式気体溶解とそのh型管での実施

ここでは、基礎技術である液膜式気体溶解の性質について述べ、次いでh型管内での曝気を利用する具体的な形態と現実への適用を述べる。



写真-1 気泡集合体

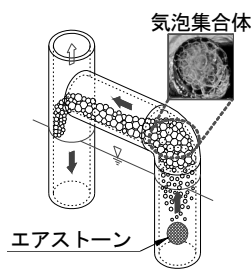


図-1 h型気体溶解装置の中核部分

まず、液膜式気体溶解の発生について述べる。写真-1は容器内に水を噴射することにより気泡集合体ができる状況を示す写真であり、図-1は水中に配置したh型管内で曝気することにより管内の水面上に気泡集合体が発生する状況を示した図である。

(1) 液膜式気体溶解の性質

図-2は気体を含まない水で気泡集合体をつくって気体を溶解させるときの模式図である。気液境界での気体要素のガス交換のフラックス J は、液体中の気体濃度を C 、境界面に垂直方向の長さを n として次式で与えられる。

$$J = -K \frac{\partial C}{\partial n} \quad (1)$$

ここで、 K は係数であり、マイナス記号は溶存気体が液体中の高濃度の部分から低濃度の部分へと移動することを示す。

気泡集合体をつくって気体溶解する場合、 $\partial C / \partial n$ は、気泡液薄膜の両側の表面での気体濃度の差を ΔC 、膜厚を t とすると、 $\partial C / \partial n \propto \Delta C / t$ と評価される。気泡の膜厚は薄いので濃度勾配 $\partial C / \partial n$ は大きく、したがって J が大きくなる。このような事情で、気泡集合体をつくる本提案の方式は微細気泡などを用いる通常の曝気とは明らかに異なる。

(2) h型管内での稼働

次に、h型管内で曝気することにより被処理水の気泡集合体をつくる酸素溶解技術を述べる。前掲の図-1の構成において、h型管の曲管内の水面下の浅い位置で散気体を用いて曝気すると、管内の水面上部に気泡集合体が形成される。曝気により管内で発生した気泡は管内の水中を上昇するが、この時に周囲の水を連行して一緒に上昇させる。この上昇する水を補償するため、管の下端から水域の水が吸引される。

気泡集合体には、下部から次々に供給される気泡が参入し、その一方で次々に破裂し、残存する気泡は気泡破裂で生じた水や不十分な排液で存在する水と共にh型管の水平部を通して直管部に送られる。そして、水は直管部を下降して水域に戻され、気泡は直管内の水面近くに留まる。この気泡は後から次々に気泡が送られることにより破裂していく。このような一連の過程で、定常な曝気により、管内における気泡や気泡集合体の大局的な存在状態は定常となる。

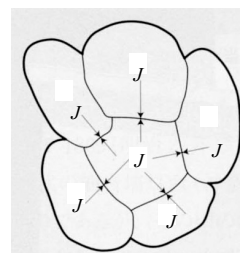


図-2 気体溶解の模式図

h型管の両方の脚部の下端にホースなどを適宜装着すると、被処理水の吸入位置と処理水の排出位置を水中の任意の位置に設定することができる。このようなh型管内の稼働に必要な動力、および不要な気体を高濃度に溶存している水の処理について述べる。

a) 装置稼働に必要な動力

曝気に要する動力(仕事率) P は、水の単位重量を w 、曝気水深を h 、曝気の気体流量(体積流量)を Q_g とおくと次式により与えられる。

$$P = whQ_g \quad (2)$$

前述の構成と稼働状態から明らかなように、この方式では曝気位置より深い位置の水を酸素溶解することができる。したがって曝気位置よりかなり深い位置の水を酸素溶解処理できる本装置の省エネ性は一目瞭然である。これは、本方式では管内の閉じた領域で曝気することによる効果であるが、被処理水の吸入位置を任意に設定して必要な箇所の水だけを処理することができるという無駄のなさも、通常の曝気処理では不可能なことをなしている本方式の大きな特徴である。

b) 深部水中の高濃度溶存ガスの放出

本提案のh型管内の曝気による酸素溶解技術では、水中深部の被圧水を大気圧にさらして再び深部に戻すことができる。深部の水が硫化水素などのガスを高濃度で溶存している場合、圧力と飽和濃度の関係(ヘンリーの法則)から、この過程で深部の水に高濃度で溶存していた気体を大気中に放出する。

例えば水面下のある位置で気体をその位置(圧力)の飽和濃度 C_B で含んでいた水は、本提案の装置で水面まで持ち上げられて大気圧における飽和濃度 C_A まで濃度が下がって再び水中に戻される。この水は気体を最大でも大気圧下での飽和濃度しか含まない。これが深部に達した時点では、濃度差 $C_B - C_A$ だけ余分に周囲の水からこの気体を受け取って溶かすことができる。

この装置の稼働により上記の一連のことが行われ、深部で高濃度に含む気体を効果的に大気中に放出する。すなわち、大局的にみると底層の水中と大気中とでガス交換を行う。この場合、大気環境へ配慮が必要である。この方式はダム湖で風力エネルギーの動力を用いて稼働することが現実的と考えられるが、この場合には溶存気体が有害な気体であっても風により大気中に効果的に拡散されるため、大気環境の問題が生じる危険性は高くないと思われる。

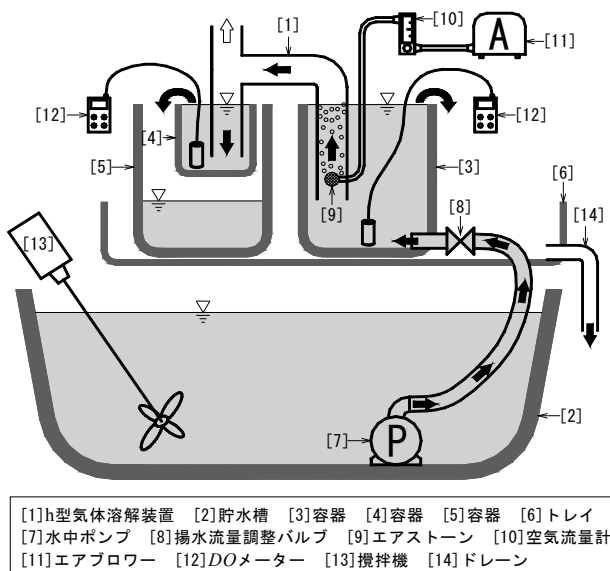


図-3 実験装置模式図

3. 室内実験と実験条件

室内実験により本装置のDO増加性能を調べた。その概要を以下に述べる。

(1) 実験装置と方法

図-3は実験装置の模式図である。実験装置の主要構成は、h型気体溶解装置[1]、気体溶解処理対象の水を貯め入れる貯水槽[2]、その水を汲み上げる水中ポンプ[7]、処理対象の水を貯め置く容器[3]、処理後の水を受け止める容器[4]、容器[4]からオーバーフローした処理後の水を受け止める容器[5]、エアストーンに空気を送るエアブロー[11]などからなる。容器[3]からオーバーフローした水は一旦トレイ[6]で受け止めて排水されるようになっている。実験は次のような手順で行った。

1. 貯水槽[2]に水道水を200(L)貯め、攪拌機[13]で攪拌しながら水温を22(℃)に調節・維持した。
2. 貯水槽に亜硫酸ナトリウムを約12～15(g)と微量の塩化コバルトを触媒として投入し、DO濃度が低下したところで攪拌を停止した。
3. 水中ポンプ[7]により貯水槽から容器[3]に水を汲み上げ、容器[3]からトレイ[6]にオーバーフローしている状態でエアストーン[9]から空気を放出させて装置[1]を稼働し、処理を開始した。
4. 処理された水が容器[4]から容器[5]にオーバーフローし始めてから適当な処理時間だけ処理を継続し、この処理時間 t を計測した。
5. 処理終了後、直ちにDOメーター[12]を用いて容器[3]と容器[4]のそれぞれの水のDO濃度を測定し、これを処理前後のDO濃度とした。
6. 容器[5]内の水の体積 V を測定し、処理時間を用いて単位時間当たりの処理水流量 Q_w を算出した。

なお、以後はh型管の排出側へとオーバーフローした水量を処理水流量と呼ぶ。

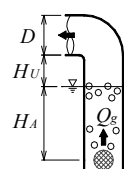


図-4 諸量の定義

表-1 実験条件

管内径 : D (mm)	50
水温 : T (℃)	22
曝気深度 : H_A (mm)	140, 230, 320
空気流量 : Q_g (L/min)	10, 20, 30, 40
水平管内底高さ : H_U (mm)	20, 50, 80, 110, 140

(2) 実験条件

図-4は装置の諸量の説明図である。本実験は装置の諸量を表-1のように変化させ、その全ての組み合わせについて実験を行った。

4. 実験結果及び考察

第3章で示した実験で得られた結果を考察する。まず、考察に用いるパラメータについて述べ、次いで実験結果をそれぞれのパラメータによって考察する。

(1) 評価に用いるパラメータ

a) 処理水流量 : Q_w

処理水流量 Q_w は実験時に容器[5]に越流した水の体積 V を処理時間 t で除したものであり、式(3)で表される。

$$Q_w = \frac{V}{t} \quad (3)$$

b) DO増加量 : 換算 ΔDO (ΔDO_0)

同一条件で曝気処理を行なっても被処理水のDO濃度が違えばDO増加量が異なる。したがって、被処理水のDO濃度によらない曝気処理のDO増加の純然たる能力を示す指標が必要となる。馬³⁾はこの指標として換算 ΔDO (ΔDO_0)を提案した。これは、仮にDO濃度がゼロの水を曝気処理した場合に得られると想定されるDO濃度増分(ΔDO)であり、その式は曝気装置の理論式(式(4))から式(5)のように導かれる。本研究でも換算 ΔDO (ΔDO_0)を用いて評価する。

$$\frac{dDO}{dt} = K_L a (DO_s - DO) \quad (4)$$

$$\Delta DO_0 = \frac{DO_s}{DO_s - DO_1} \Delta DO \quad (5)$$

ここで、 $K_L a$ は総括酸素移動容量係数、 DO_s は飽和DO濃度、 DO_1 は被処理水のDO濃度、 ΔDO は処理前後のDO濃度増分である。

c) 換算酸素溶解能力 : F_{DO}

酸素溶解能力を表すパラメータとして、式(6)のように処理水流量 Q_w と換算 ΔDO (ΔDO_0)との積で与えられる換算酸素溶解能力 F_{DO} (mg/min)を用いる。これは、仮にDO濃度がゼロの水をDO改善処理した時に単位時間に水に溶解すると想定される酸素の質量を表わす。

$$F_{DO} = \Delta DO_0 \times Q_w \quad (6)$$

d) エネルギー効率(対仕事率 換算酸素溶解能力) : R_{DO}

エネルギー効率の評価は、単位仕事率当たりの換算酸素溶解能力(mg/min/W)を用いて行う。なお、ここでのエネルギー効率は(mg/min/W)で評価しているが、 $J=W \times s$

の関係からこれは投入したエネルギー当たりの酸素溶解量(例えば(mgO₂/J))を単位時間で評価したことになる。ここではこれを対仕事率換算酸素溶解能力 R_{DO} と呼び、式(7)のように表現される。

$$R_{DO} = \frac{F_{DO}}{P} \quad (7)$$

ここで、 P は式(2)で与えられる仕事率である。

(2) 実験結果と考察

図-5は処理水流量 Q_w 、換算 ΔDO 、換算酸素溶解能力 F_{DO} 、エネルギー効率 R_{DO} を空気流量 Q_g に対して示したグラフ、図-6は同じくエアストーン深度 H_A に対して示したグラフの一例である。なお、これらのグラフの傾向は他の水平管内底高さ H_U および空気流量 Q_g の条件においても同様に認められた。

a) 処理水流量： Q_w

図-6(a)より、処理水流量 Q_w は水平管内底高さ H_U が低く、エアストーン深度 H_A が深いほど大きいことがわかる。また、図-5(a)より、空気流量 $Q_g=10\sim20$ (L/min)の範囲では空気流量 Q_g の増加と共に増大するが、 $Q_g=20\sim40$ (L/min)の範囲では Q_g が増加してもほぼ一定、もしくは緩やかに減少している。

b) 換算 ΔDO ： ΔDO_0

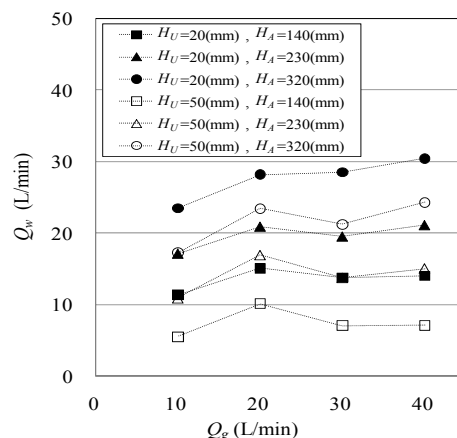
図-5(b)より、換算 $\Delta DO(\Delta DO_0)$ は空気流量 Q_g が変化してもほぼ一定の数値を示していることから、空気流量 Q_g が換算 $\Delta DO(\Delta DO_0)$ に与える影響は小さいことがわかる。また、図-6(b)より、換算 $\Delta DO(\Delta DO_0)$ は水平管内底高さ H_U が高く、エアストーン深度 H_A が浅いほど大きいことがわかる。すなわち、処理水流量 Q_w が小さいほど換算 $\Delta DO(\Delta DO_0)$ は大きくなる。これは、 Q_w が小さいほど管内の全体的な流動の速度が減少するため気液接触時間が長くなり、気泡集合体内部における排液時間が長いことにより排液効果¹⁾が高まるためと考えられる。ここで、排液とは気泡集合体の気泡液膜の部分に存在する水が重力により気泡液膜に沿って下方に流れ落ちることである。

c) 換算酸素溶解能力： F_{DO}

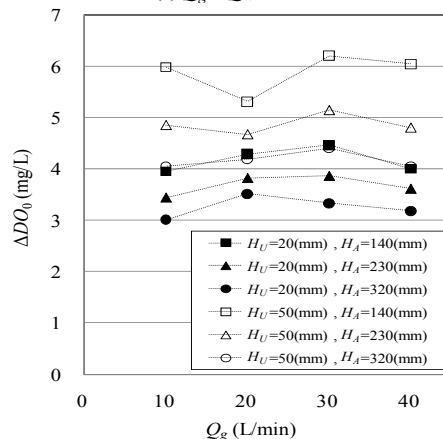
図-6(c)より、換算酸素溶解能力 F_{DO} は水平管内底高さ H_U が低く、エアストーン深度 H_A が深いほど大きいことがわかる。また、図-5(c)より、 F_{DO} は空気流量 $Q_g=20$ (L/min)のときに最大の値を示しており、処理水流量 Q_w の影響を大きく受けていると考えられる。

d) エネルギー効率(対仕事率換算酸素溶解能力)： R_{DO}

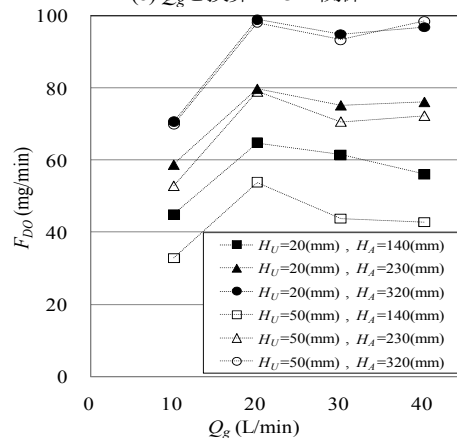
図-5(d)より、本実験の範囲ではエネルギー効率 R_{DO} は50～200(mg/min/W)の値を示している。そして、 R_{DO} は水平管内底高さ H_U が低く、空気流量 Q_g が小さいほど高いことがわかる。また、図-6(d)より、 R_{DO} は水平管内底高さ H_U が約80(mm)以下の場合ではエアストーン深度 H_A が浅いほど高いが、 H_U が約80(mm)以上の範囲では H_A が深いほど高いことがわかる。



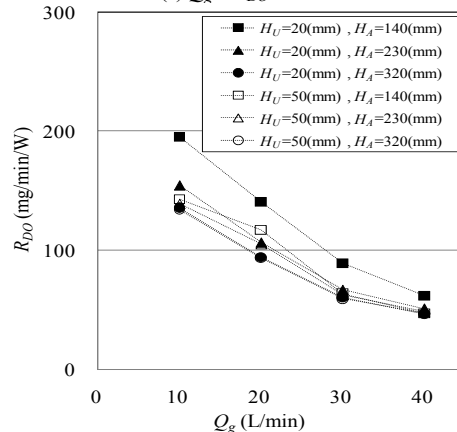
(a) Q_g と Q_w の関係



(b) Q_g と換算 ΔDO の関係

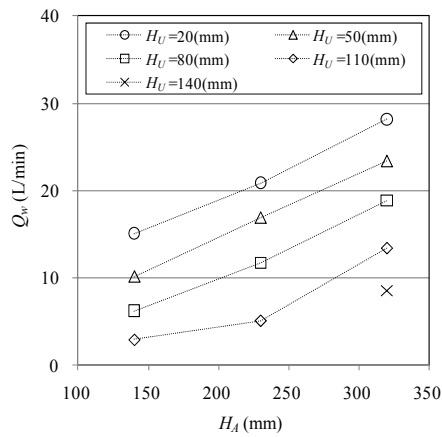


(c) Q_g と F_{DO} の関係

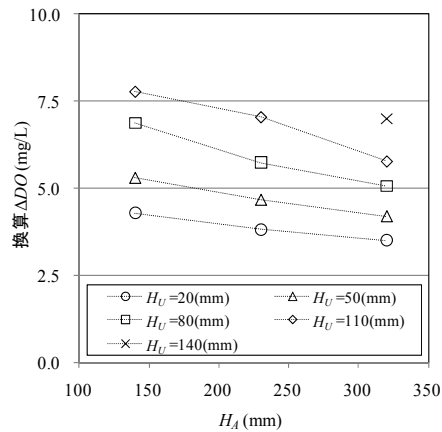


(d) Q_g と R_{DO} の関係

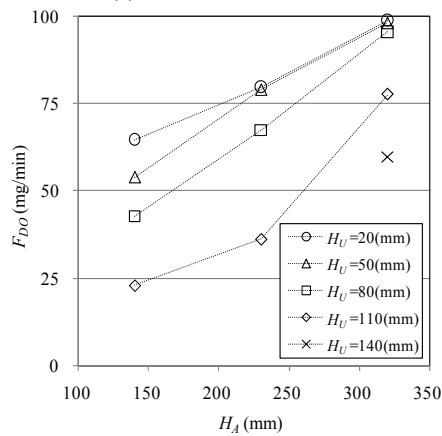
図-5 Q_g による諸量の変化($H_U=20, 50, H_A=140, 230, 320$)



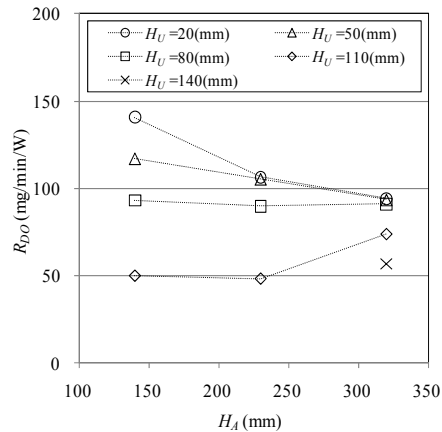
(a) H_A と Q_w の関係



(b) H_A と換算 ΔDO の関係



(c) H_A と F_{DO} の関係



(d) H_A と R_{DO} の関係

図-6 H_A による諸量の変化[$Q_g=20(\text{L/min})$]

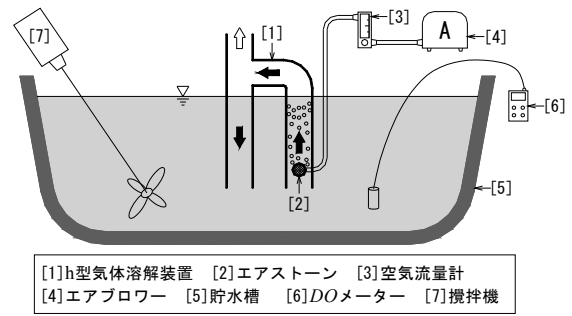


図-7 処理水循環型実験装置模式図

4. 現地への適用の概略評価

現地への適用の概算を行う。ここでは、現地観測の結果⁴⁾をもとに、 $DO=0.45(\text{mg/L})$ の貧酸素水塊(体積: $V_f=110,000(\text{m}^3)$ 、水温: $T_f=19.0(^{\circ}\text{C})$)を $DO=4.0(\text{mg/L})$ まで回復する場合を考える。h型気体溶解装置の諸元は、換算酸素溶解能力 F_{DO} が最大値を示す $H_U=20(\text{mm})$ 、 $H_A=320(\text{mm})$ 、 $Q_g=20(\text{L/min})$ が性能で有利であるが、風波の影響を考慮して水平管内底高さ H_U は $50(\text{mm})$ とした。この概算では、総括酸素移動容量係数 $K_L a$ の値が必要であるため、図-7の処理水循環型実験装置(水の体積: $V_e=0.2(\text{m}^3)$)で貧酸素水塊の水温 T_f における総括酸素移動容量係数 $K_L a_{(T_f)}$ をtableCs法⁵⁾で求めた。その結果、 $K_L a_{(T_f)}=0.0511(1/\text{min})$ であった。貧酸素水塊に対して、装置を n 台用いて処理に要する時間を Δt 、稼働電力を P_f 、電力量を W_f とすると、式(4)を用いて次式(8)~(10)が成立する。

$$\Delta t = \frac{1}{K_L a_{(T_f)}} \ln \left(\frac{DO_{s(T_f)} - DO_1}{DO_{s(T_f)} - DO_2} \right) \quad (8)$$

$$P_f = n \times w H Q_g \quad (9)$$

$$W_f = P_f \cdot \Delta t \quad (10)$$

ここで、 $K_L a_{(T_f)}$ は貧酸素水塊(体積: V_f 、水温: T_f)を n 台の装置で処理する場合の合計の総括酸素移動容量係数であり、式(11)のように表わされる。

$$K_L a_{(T_f)}' = n \cdot K_L a_{(T_f)} \cdot \frac{V_e}{V_f} \quad (11)$$

その結果は、表-2と図-8に示すようである。これより、装置50台では処理時間 $\Delta t=2.7$ ヶ月、稼働電力 $P_f=53(\text{W})$ 、装置100台では処理時間 $\Delta t=1.3$ ヶ月、稼働電力 $P_f=105(\text{W})$ となっている。なお、電力量 W_f は表-2のすべての条件で $101(\text{kWh})$ で一定となる。ただし、池内の酸素消費物質および池水の流入・流出の影響を無視している。

図-9は現地への適用として本装置を係留した筏に設置した場合のイメージ図である。図では、 $1.8(\text{m}) \times 1.8(\text{m})$ の正方形の筏の4辺に合計24台の装置を設置しており、装置の吸入と排出の管を6台毎に1つにまとめることで、筏1台につき吸入と排出の管をそれぞれ4本ずつの構成としている。なお、管をまとめた部分の管内径は、管内径 $50(\text{mm})$ の通水断面積 $\times 6$ (台)を満たす直近上位の管内径の $150(\text{mm})$ としている。吸入・排出部を太い管にまとめ

表-2 装置台数と処理時間および電力(量)

計 算 条 件		計 算 結 果		
装置 台数 n (台)	$K_L a_{(T_f)}$ (1/month)	処理時間 Δt (month)	稼働電力 P_f (W)	電力量 W_f (kWh)
20	0.0802	6.68	21	101
40	0.1605	3.34	42	101
60	0.2407	2.23	63	101
80	0.3210	1.67	84	101
100	0.4012	1.34	105	101
120	0.4814	1.11	126	101
140	0.5617	0.95	147	101
160	0.6419	0.83	168	101
180	0.7222	0.74	189	101
200	0.8024	0.67	210	101
220	0.8826	0.61	231	101

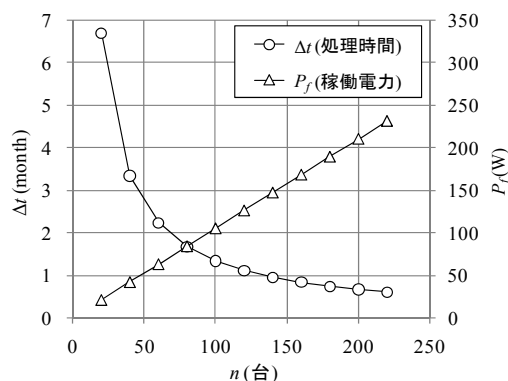


図-8 台数 n と Δt および P_f の関係

る効果として、Moody図が示唆するように流れ抵抗が小さくなり稼働に有利になる。例えば、処理水流量 $Q_w=23.41(\text{L}/\text{min})$ 、台数 $n=6$ (台)、動粘性係数 $\nu=0.01(\text{cm}^2/\text{s})$ として管内径 $D=5(\text{cm})$ と $15(\text{cm})$ の場合で鉛直管部の摩擦損失水頭 $h_f(\text{cm})$ をMoody図から見積もると、管路長が $5(\text{m})$ の場合の h_f は $15.27(\text{cm})$ と $0.08(\text{cm})$ 、 $10(\text{m})$ の場合で $30.55(\text{cm})$ と $0.16(\text{cm})$ 、 $20(\text{m})$ の場合で $61.10(\text{cm})$ と $0.32(\text{cm})$ となる。

5. 結語

以上、著者らが開発中の管内曝気による液膜式気体溶解技術を利用したh型気体溶解装置の酸素溶解性能に関する実験の結果を報告するとともに、その性状に関する検討を行なった。本研究で得られた主要な知見は以下のようである。

1. 換算 ΔDO と処理水流量の積で定義される換算酸素溶解能力と諸量の関係を考察した。換算酸素溶解能力は水平管内底高さが低く、エアストーン深度が深いほど大きく、空気流量が $20(\text{L}/\text{min})$ のときに最大値を示すことが確認できた。
2. 酸素溶解のエネルギー効率が高い稼働条件について検討した。エネルギー効率は水平管内底高さが低く、空気流量が小さいほど高いことがわかった。また、エネルギー効率は水平管内底高さが約 $80(\text{mm})$ 以下の場合ではエアストーン深度が浅いほど高いが、水平管内底高さが約 $80(\text{mm})$ 以上の範囲ではエアストーン深度が深いほど高いことが確認できた。

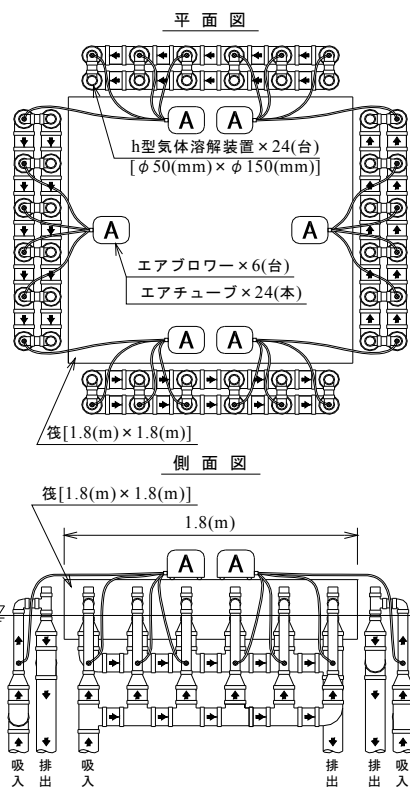


図-9 現地設置イメージ図

3. 現地への適用の概算を行った。h型気体溶解装置を用いて $DO=0.45(\text{mg}/\text{L})$ の貧酸素水塊(体積: $110,000(\text{m}^3)$ 、水温: $19.0(^{\circ}\text{C})$)を $DO=4.0(\text{mg}/\text{L})$ まで回復するのに、装置50台では処理時間は2.7ヶ月、稼働電力は $53(\text{W})$ 、装置100台では処理時間は1.3ヶ月、稼働電力は $105(\text{W})$ と見積もられた。なお、電力量はすべての条件で $101(\text{kWh})$ で一定となった。

参考文献

- 1) 羽田野袈裟義，馬駿，今井剛，藤里哲彦，原田利男：液膜を利用する DO 改善技術に関する基礎的研究，土木学会論文集G，Vol.63，No.1，pp.1-11，2007。
- 2) 羽田野袈裟義，馬駿，今井剛，藤里哲彦：溶存気体を利用する環境改善，土木学会誌2006年，Vol.91，No.11，CEレポート，pp.78-79，2006。
- 3) 馬駿：液膜を利用する気体溶解技術に関する基礎的研究，山口大学博士論文，2008。
- 4) 松本治彦：小野湖における水塊流動・水質の現地調査と湖内栄養分除去方法の模索，宇部フロンティア大学附属地域研究所年報，2004。
- 5) 平山公明 他：表面ばっ気における総括酸素移動容量係数の算出方法に関する一考察，山梨大学工学部研究報告，1978。

(2010. 4. 8受付)