

博士論文

DO 改善のための気体溶解装置の
性能評価に関する実験的研究

An experimental study on the performance evaluation of
gas dissolving devices for *DO* improvement

2011年3月

大木 協

山口大学大学院理工学研究科

目 次

～ 本 編 ～

第 1 章 序論	1
1.1 閉鎖性水域の富栄養化と貧酸素化.....	1
1.2 水質改善技術の概要	3
(参考文献)	
第 2 章 既往の気体溶解の方法と液膜式気体溶解技術	5
2.1 既往の気体溶解技術	5
2.1.1 一過性気体溶解装置.....	5
2.1.2 非一過性気体溶解装置	8
2.2 既往の気体溶解技術の特徴のとりまとめ	11
2.2.1 気体溶解技術が処理対象水域に及ぼす影響.....	11
2.2.2 既往の気体溶解技術の問題点	12
2.3 液膜式気体溶解技術	13
(参考文献)	
第 3 章 処理水分離型実験による酸素移動速度の測定方法の提案と検証	17
3.1 研究の目的	17
3.2 酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法	17
3.2.1 従来 of 測定方法.....	18
3.2.2 処理水分離型換算 ΔDO 法	20
3.3 換算 ΔDO と水温補正式の検証.....	24
3.3.1 換算 ΔDO の検証	24
3.3.2 換算 ΔDO の水温補正式の検証	26
3.4 酸素移動速度 $N_{(20)}$ の評価	27
3.4.1 測定方法と実験条件.....	27
3.4.2 実験結果と考察.....	28
3.5 処理水分離型換算 ΔDO 法の応用	29
3.6 まとめ	30
(参考文献)	

第 4 章	h 型気体溶解装置の酸素溶解性能に関する実験的検討	33
4.1	研究の目的	33
4.2	実験方法と実験条件	33
4.2.1	実験装置と手順	33
4.2.2	実験条件	34
4.2.3	評価に用いるパラメータ	34
4.3	実験結果と考察	35
4.3.1	処理流量： Q_w [L/min]	35
4.3.2	DO 濃度増加量：換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ [mg/L]	36
4.3.3	酸素移動速度： $N_{(20)}$ [mg/min]	37
4.3.4	曝気効率： E_p [g/Wh], E_A [%]	38
4.4	既往の散気装置と h 型気体溶解装置の曝気効率の比較	39
4.5	まとめ	41
	(参考文献)	
第 5 章	現地への適用	43
5.1	処理時間，稼働電力，電力量の計算	43
5.1.1	計算条件	43
5.1.2	計算方法	44
5.1.3	計算結果	45
5.2	まとめ	45
	(参考文献)	
第 6 章	結論	47

～ 付 録 ～

付録 I h 型気体溶解装置の脱気性能に関する実験的検討..... 付録 I -1

I .1 研究の目的..... 付録 I -1

I .2 室内実験と実験条件..... 付録 I -1

I .2.1 実験装置と手順..... 付録 I -1

I .2.2 実験条件..... 付録 I -2

I .3 溶存酸素および溶存窒素濃度の測定方法..... 付録 I -2

I .3.1 ガスクロマトグラフィー分析手順..... 付録 I -2

I .3.2 溶存濃度の計算方法..... 付録 I -4

I .4 平衡状態に達するまでの時間測定実験..... 付録 I -5

I .4.1 実験方法..... 付録 I -5

I .4.2 実験結果..... 付録 I -5

I .5 実験結果と考察..... 付録 I -6

I .6 まとめ..... 付録 I -7

(参考文献)

**付録 II 複数連結された h 型気体溶解装置の
酸素移動速度の増加特性について**..... 付録 II -1

II .1 研究の目的..... 付録 II -1

II .2 連結方法と酸素移動速度の評価方法..... 付録 II -1

II .2.1 連結方法と計算式..... 付録 II -1

II .2.2 基本性能の測定実験..... 付録 II -7

II .2.3 酸素移動速度の計算値..... 付録 II -8

II .3 検証実験..... 付録 II -8

II .4 計算値と実験値の比較..... 付録 II -10

II .5 まとめ..... 付録 II -10

(参考文献)

付録 III 吸入ホースの摩擦損失を考慮した処理流量の評価..... 付録 III -1

III .1 研究の目的..... 付録 III -1

III .2 計算方法..... 付録 III -1

III .2.1 h 型管部分の摩擦損失係数 f の算出..... 付録 III -1

Ⅲ.2.2 吸入ホースの摩擦損失を考慮した処理流量の計算方法	付録Ⅲ-3
Ⅲ.3 計算条件と計算結果	付録Ⅲ-5
Ⅲ.4 まとめ	付録Ⅲ-6
(参考文献)	

付録Ⅳ 酸素溶解性能に関する実験結果の総括表	付録Ⅳ-1
------------------------------	-------

謝 辞

第1章 序論

本章では本論文への導入として、閉鎖性水域における水質諸現象を中心に、水質現象の現状とその課題、および水質改善技術の開発の重要性について述べる。近年、閉鎖性水域である湖沼や河川あるいは内湾の水質の悪化が大きな問題となっている。これは主として水域の富栄養化と貧酸素化の形で顕在化している。これらは相乗作用的に同時進行することが多いが、後述のように貧酸素化は重金属の溶出とその水道原水への混入、硫化水素などの有毒ガスの発生、水棲生物の大量斃死など、深刻な事態を招きかねない重大な問題である。ここで、水域の富栄養化と貧酸素化、および貧酸素化対策の既往の技術の概要を述べると次のようである。

1.1 閉鎖性水域の富栄養化と貧酸素化^{1)~6)}

前述のように、閉鎖性水域の水質問題の中心的課題は富栄養化と貧酸素化である。富栄養化とは、人為的原因などによって自浄能力を超える量の窒素やリンなどの栄養塩が水域に供給され、水質が悪化する有機性水質汚濁の現象である。そして、貧酸素化は、水中の溶存酸素濃度が極めて低くなった状態をいう。なお、以下では溶存酸素のことを英語名称の“Dissolved Oxygen”の略称として通常用いられる“DO”と書く。また、溶存酸素濃度のことを“DO濃度”と書く。貧酸素化状態か否かを判定する具体的なDO濃度の数値はとりたてて決められていないが、水棲生物が生存するためには3[mg/L]以上のDO濃度が必要とされており、DO濃度がこれより低下した状態を一般的に貧酸素化と呼んでいる。前述のように、富栄養化と貧酸素化は密接に関係しているが、そのプロセスは次のようである⁹⁾。

図-1.1 は自然状態において進行する湖沼の富栄養化の様子を表した図である。図に示すとおり、自然状態でも栄養塩は森林などから供給され、湖は長年月をかけて富栄養化する。形成されて間もない初期の湖沼は、栄養塩に乏しく酸素が豊富に溶存した貧栄養状態である。この状態では沿岸植生は少ないので、植物プランクトンが主な生産者として生物システムを構成し、栄養塩を徐々に湖内へ蓄積していく。一方、流域からは土砂および栄養塩が流入して土砂の堆積と有機物の蓄積が進行し、中栄養湖そして富栄養湖へと変化する。土砂や有機物の堆積で浅くなった水辺では大型植生が増えて生産活動が活発化するため栄養塩の蓄積が加速される。さらに湖齢を重ねるとヘドロの堆積によって水深はより浅くなる。ここで、ヘドロとは、有機物である植物プランクトンや動物プランクトンが分解されて無機物へと変化しながら沈降し、死骸となって水底に堆積した底泥であり、分解があまり進んでいない底泥は有機物を多く含む。植生が水域の全面を覆って沼沢化した後、最終的には陸地となる。このような自然状態の富栄養化は数百年～数十万年の長年月

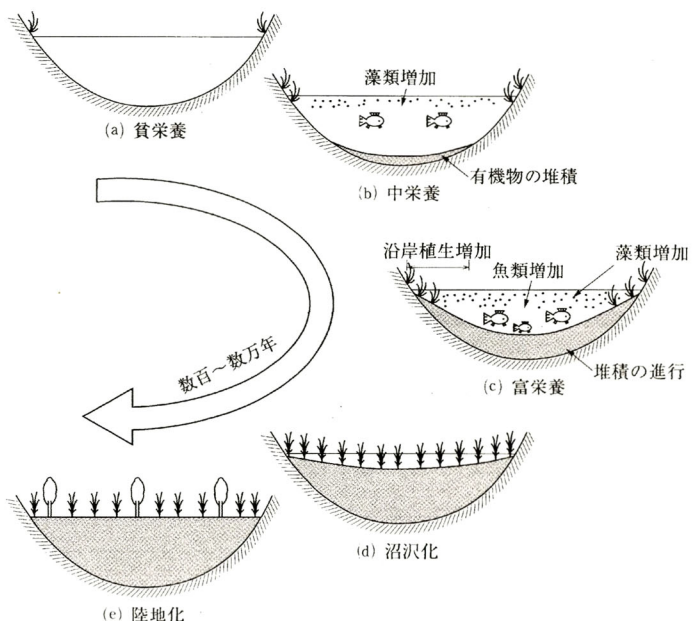


図-1.1 自然状態において進行する湖沼の富栄養化¹⁾

を要して進行する。このような自然条件化の富栄養化を“自然的富栄養化”と呼んでいる。そして、この自然的富栄養化に加えて下水の流入、施肥の増加、合成洗剤に含まれるリン等の人為的な栄養塩の流入などの人的な外部負荷があると、わずか数年～数十年で水域が富栄養化に至り、様々な水質障害をもたらす。このような人間活動を原因とする外部負荷によって助長された富栄養化は特に“人為的富栄養化”と呼ばれ、自然的富栄養化とは区別されているが、一般的に富栄養化とは人為的富栄養化のことを指す。

次に、貧酸素化と富栄養化によって水域に発生する諸問題とその発生機構について述べる。図-1.2は貧酸素化と富栄養化によって発生する諸問題を示す。湖沼や河川あるいは内湾等の閉鎖的な水域では一般的に水の流れが滞りやすい。また、夏季に水温躍層が発達すると、表層と底層の水の密度差が大きくなるため上下の混合(鉛直混合)が抑えられる。

また、水深が深くなるにつれて光の量が弱くなり、植物プランクトンや大型の植物による光合成量が減少し、そのため、ある深さにおいて光合成によって水中に放出される酸素の量と植物自身による呼吸によって吸収される酸素の量が釣り合うようになる。この深度を補償深度と呼び、補償深度より浅い層を有光層、それより深い層を無光層と呼ぶ。すなわち、有光層においては光合成による生産活動が盛んであるが、無光層ではそのような生産活動は行われず、生物の呼吸ならびに底層に堆積したプランクトンの死骸などの有機物の分解が盛んに行われるために酸素が消費され、その結果、貧酸素化した水塊が形成される。

この状態で、底層に未分解の有機物がヘドロとして残存している場合、これらは好気性分解ではなく嫌気性分解によって分解される。嫌気性分解の過程において、リン(P)や窒素(N)に代表される栄養塩や、鉄(Fe)やマンガン(Mn)などの重金属、硫化水素(H₂S)が水中に溶出する。嫌気性分解によるリン(P)や窒素(N)などの栄養塩の溶出を普通、内部負荷と呼んでいるが、富栄養化した水域の底泥(ヘドロ)は過去の有機物汚染を長期にわたって蓄積しているため、内部負荷量は外部負荷量に匹敵するほど大きいことがある。リン(P)や窒素(N)などの栄養塩は植物プランクトンの栄養となるため水域の富栄養化を助長し、水の華{(淡水)赤潮(写真-1.1参照), アオコ(写真-1.2参照)}等が発生させる。これら

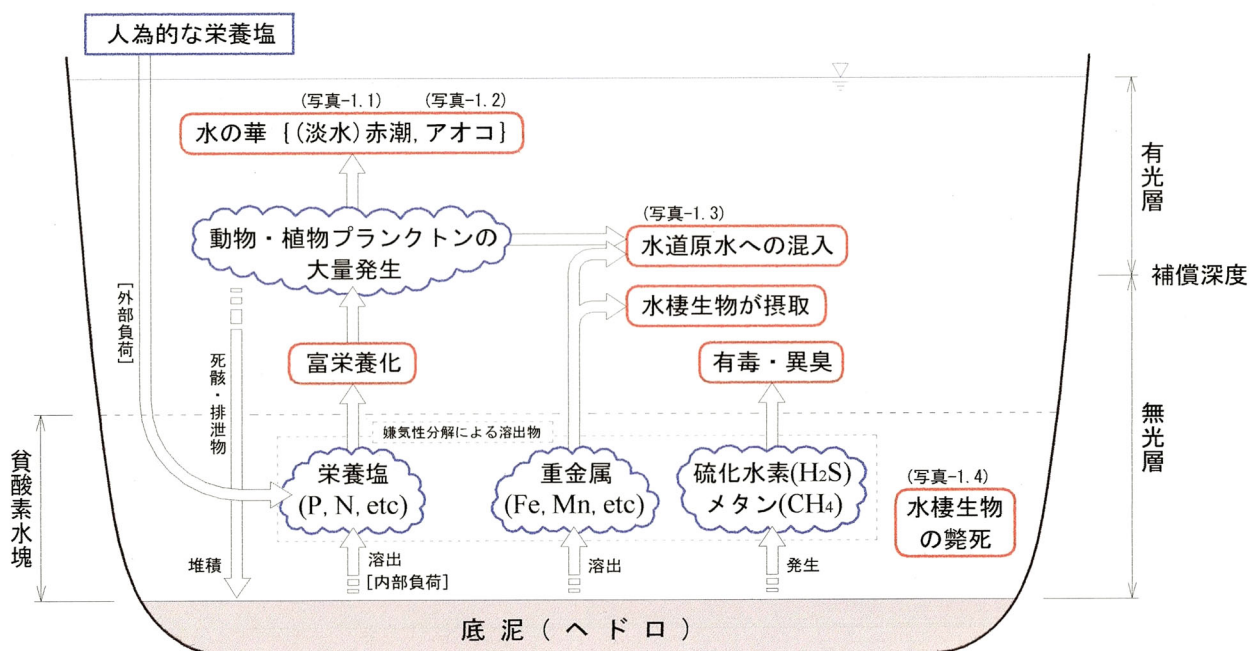


図-1.2 貧酸素化と富栄養化によって発生する諸問題



写真-1.1 淡水赤潮⁷⁾



写真-1.2 アオコ⁸⁾



写真-1.3 金属が付着した管路⁹⁾



写真-1.4 水棲生物の斃死¹⁰⁾

は水域の汚濁化，異臭発生を伴う．水域が水道水源となっている場合には，鉄(Fe)やマンガン(Mn)などの金属物質が水道水に混入して管路内に付着・堆積し，赤水や黒水などの被害をもたらす(写真-1.3 参照)．また，植物プランクトンを大量に含む水道原水は浄水場の目詰まりを引き起こしたり，上水に異臭味を与えたりする．さらに，貧酸素水塊は水棲生物の大量の斃死(写真-1.4 参照)を招き，硫化水素は有毒であると共に一帯に異臭を放つ．このように，富栄養化と貧酸素化は密接に関係しており，これらが引き起こす問題は甚大である．

1.2 水質改善技術の概要

前節で述べた水質問題の解決策として種々の取り組みが行われている．その代表的なものとして，主に内湾や汽水湖で行われる浚渫によるヘドロ除去，ヘドロの被覆(覆砂など)，そして主に湖沼で行われる植生浄化¹¹⁾や曝気^{12)~15)}が挙げられるが，実際の現場ではこれらを組み合わせて行われることが多い．浚渫によるヘドロ除去は根本的な解決策として評価されている．それは，図-1.2 に示すように，富栄養化の主な原因が水底に堆積したヘドロが嫌気性分解される際に溶出する栄養塩(内部負荷)であるからである．しかし，現状では大掛かりな作業を伴うことや，浚渫後も時間の経過とともに再度徐々にヘドロが堆積する，などの問題がある．ヘドロの覆砂はヘドロなどで覆われた水底に適度の厚さで砂を撒くものであるが，これも浚渫と同様に大掛かりな作業を伴い，時間が経つとまた同じ問題が生じる．植生浄化は，ヘドロや水中の栄養分を植物体内に吸収させた後に水域から引き揚げする方法であるが，その処分方法で行き詰まっている．これらの技術は，水中に溶出している栄養塩や，嫌気性分解によって栄養塩の元となるヘドロに含まれる有機物に対して直接的に働き掛ける方法である．

一方、貧酸素水域の DO 濃度を改善することで嫌気性分解を低減させて間接的に栄養塩を減少させる技術として曝気がある。曝気は、水中散気装置や気体溶解装置などにより貧酸素水を空気や酸素と接触させ、貧酸素水に酸素を溶け込ませて DO 濃度を高めるものである。これは、水中の栄養塩やヘドロを水域から除去するという大掛かりな作業が不要なため低コスト化が可能で、コストパフォーマンスで期待が大きい。ヘドロ除去やヘドロの被覆(覆砂など)では時間が経つと再びヘドロが堆積することや、植生浄化では引き揚げ後の植物体の処分の問題が解決されていない現状を考慮すれば、曝気による気体溶解技術は有力な手段といえる。なお、曝気を含むその他様々な方法で DO 濃度を改善することができるが、以降ではこれらを“酸素溶解”または“気体溶解”と呼び、適宜使い分ける。

第2章では、既往の気体溶解技術の概要とその特徴および長所・短所を簡単に述べ、次いで著者らが研究・開発中の管内曝気による液膜式気体溶解技術について述べる。

(参考文献)

- 1) 有田正光, 池田裕一, 中井正則, 中村由行, 道奥康治, 村上和男: 水圏の環境, 東京電機大学出版局, pp.1-19, pp.228-275, 2007.
- 2) 西條八束, 三田村緒佐武: 新編 湖沼調査法, 講談社, pp.10-26, 1995.
- 3) 津野洋, 西田薫: テキストシリーズ土木工学7 環境衛生工学, 共立出版株式会社, pp.10-48, 2006.
- 4) 朝倉正 他: ビジュアル版/地球環境大事典 今「地球」を救う本, 学習研究社, pp.65-98, 1991.
- 5) 社団法人環境情報科学センター: 図説環境科学, 朝倉書店, pp.4-9, 1994.
- 6) 柳哲雄: シンポジウム「貧酸素水塊」のまとめ, 沿岸海洋研究ノート, vol.26, no.2, pp.141-145, 1989.
- 7) 滋賀県琵琶湖環境科学センター: びわ湖・未来第4号, 2006.9.
- 8) 平成21年 横浜水道水質白書: 横浜市水道局水質課, 平成21年10月.
- 9) 興和ライニング株式会社のホームページより“気水混合衝撃波洗浄工法”の URL: <http://www.kowa-lining.co.jp/lining/wash.html>
- 10) 東京都島しょ農林水産センターのホームページより“海洋島第28号 母島沖港でメアジが大量死”の URL: <http://www.ifarc.metro.tokyo.jp/22,142,43.html>
- 11) 中野和典, 川崎剛, 野村宗弘, 千葉信男, 西村修: ヘチマ植栽水路による富栄養化湖沼水の水質浄化特性, 土木学会論文集 G, Vol.62, no.1, pp.105-112, 2006.
- 12) 松江土建株式会社のホームページより“環境・エンジニアリング”の URL: <http://www.matsue-doken.co.jp/wep-news/>
- 13) 株式会社神鋼環境ソリューションのホームページより“水質改善設備(ダム・貯水池の水質保全)”の URL: <http://www.kobelco-eco.co.jp/product/jousui/suisitukaizen.html>
- 14) 須藤隆一, 桜井敏郎, 森忠洋, 岡田光正: 富栄養化対策総合資料集 地域特性に適應した施策・技術と実例, 株式会社サイエンスフォーラム, pp.173-183, 1983.
- 15) 鯉淵幸生, 磯部雅彦, 佐々木淳, 藤田昌史, 五明美智男, 栗原明夫, 田中真史, Mohammad Islam, 鈴木俊之: 貧酸素化水改善に向けた現地微細気泡実験, 海岸工学論文集, Vol.51, pp.1156-1160, 2004.

第2章 既往の気体溶解の方法と液膜式気体溶解技術

第1章で述べたように水質改善技術として、曝気などにより貧酸素水のDO濃度を改善する方法、ヘドロの浚渫除去またはヘドロを砂などで被覆することで内部負荷による栄養塩の溶出を減少させる方法、あるいはヘドロや水中の栄養塩を植物体内に吸収させて引き上げる方法がある。これらのうち、本研究と特に関係の深い方法は曝気などによる気体溶解技術である。ここではその従来技術について簡単に述べ、次いで著者らが研究開発中の管内曝気による液膜式気体溶解技術について述べる。

2.1 既往の気体溶解技術

本研究では気体溶解のための装置を図-2.1に示すようにその方式によって“一過性気体溶解装置”と“非一過性気体溶解装置”に大別している。以下に、そのそれぞれについて主要な従来技術を示し、その特徴や長所・短所について述べる。



図-2.1 気体溶解装置の分類

2.1.1 一過性気体溶解装置

処理対象水の貧酸素水を装置内に取り込んで酸素溶解処理を行い、処理後の酸素溶解水を装置外に排出する方式、すなわち処理前後の水を分離することができる方式の気体溶解装置を“一過性気体溶解装置”と呼ぶ。一過性気体溶解装置はさらに、加圧タンクや水圧を利用して加圧状態で酸素溶解処理する“加圧型一過性気体溶解装置”と、大気圧下で酸素溶解処理する“常圧型一過性気体溶解装置”に分けられる。

(1) 加圧状態で処理を行う方式

a) 加圧タンクを用いる方式^{1),2)}

加圧型一過性気体溶解装置に分類される酸素溶解方法の一例として、加圧タンクを用いる方式の概略図を図-2.2に示す。同図の(a)は現地に設置した状態、そして(b)は装置の主要部分の詳細図である。この装置の主な構成は、気体溶解装置、貧酸素水を吸い込む部分(吸入部)、処理後の酸素溶解水を水域に排出する部分(吐出部)、そして吸入部および吐出部と気体溶解装置を接続する2本のホース

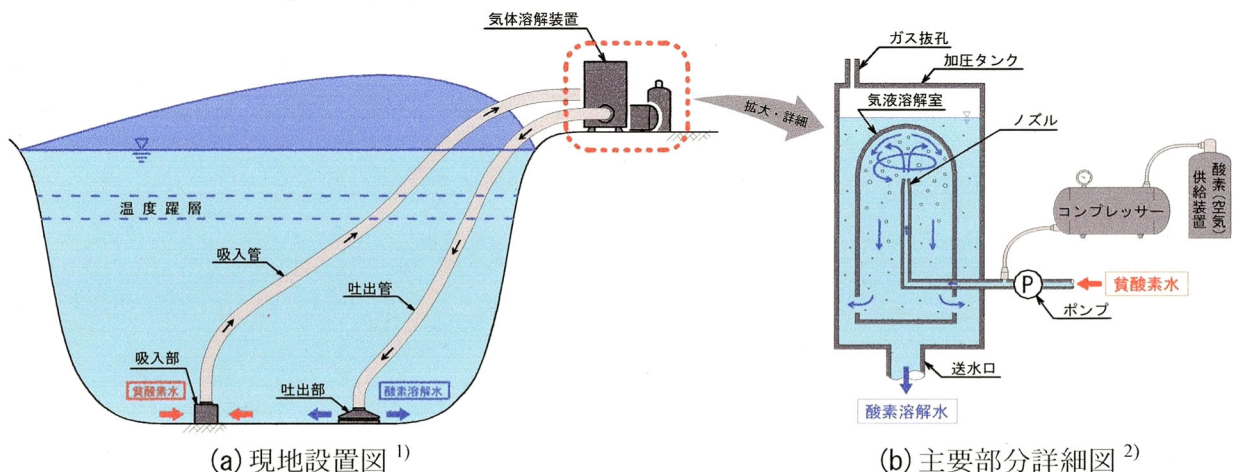


図-2.2 加圧型一過性気体溶解装置の一例 (加圧タンクを用いた方式)^{1),2)}

(吸入管・吐出管)である。そして、気体溶解装置の主要部分は、貧酸素水を吸い込むポンプ、酸素(空気)供給装置、送水口とガス抜孔を有する加圧タンク、加圧タンクの内部に設置されたドーム型の気液溶解室、およびノズルから構成されている。

この構成で、ポンプによって吸込部周辺の貧酸素水を揚水し、ポンプの後段で酸素(空気)供給装置により貧酸素水と酸素または空気とを混合して気液混相流体を形成する。この気液混相流体はポンプ圧によってノズルから気液溶解室のドーム型の天井の内側に向けて噴射され、激しく攪拌・混合した状態で気液溶解室の外周壁に沿って下降する。その際、気液混相流体中の酸素または空気が極めて細かな気泡となるため、特定の気体体積に対して気液接触面積が大きくなり、酸素または空気が効率的に貧酸素水に溶解し、酸素溶解水を生成することを狙っている。この酸素溶解水は気液溶解室の下部に設けられた穴から気液溶解室の外側へと移動し、送水口、ホースそして吐出部を経由して水域に返送される。この処理はポンプの後段では加圧タンクにより加圧された状態で行われるため、酸素溶解はヘンリーの法則³⁾が示唆するように、加圧タンク内の酸素ガスの分圧に比例して増加する飽和 DO 濃度に近づけるように行われるため、高濃度酸素溶解水を得ることができるとしている。開発者ら^{1),2)}による実測では、水温 27[°C]、加圧タンクの内圧 0.2[MPa]、供給したガスは酸素ガス(濃度 99.99[%])、酸素供給量 0.5[L/min]、処理前の DO 濃度が約 8[mg/L]の条件で、処理後の DO 濃度は約 50[mg/L]、処理流量 10[L/min]を計測している²⁾。なお、一般に高濃度酸素溶解水と言うときは、水と大気圧の空気が接している場合の気液平衡状態における DO 濃度(飽和 DO 濃度)よりも多くの酸素を溶存している水を指す⁴⁾。

この方式の特徴として、加圧状態で酸素溶解処理するため高濃度酸素溶解水を得ることができる、処理対象水の吸入位置および酸素溶解水の吐出位置を任意に決めることができる、底層の貧酸素水を低温で良質の酸素溶解水に置き換えられることなどが挙げられる。なお、この方法は水域の鉛直混合が発生しないため躍層を破壊しない、また、表層付近の有害藻類および臭気の問題には効果が無い。

b) 加圧型深層曝気方式⁵⁾

加圧型一過性気体溶解装置に分類される酸素溶解方法の一例として、加圧型深層曝気方式の概略図を図-2.3 に示す。この装置の主な構成は、シンカーによって底部に固定された内筒と外筒、送気管によってコンプレッサーと連結された散気装置(写真-2.1 参照)、外筒の上端に取り付けられている排気管、および水面上の排気装置である。

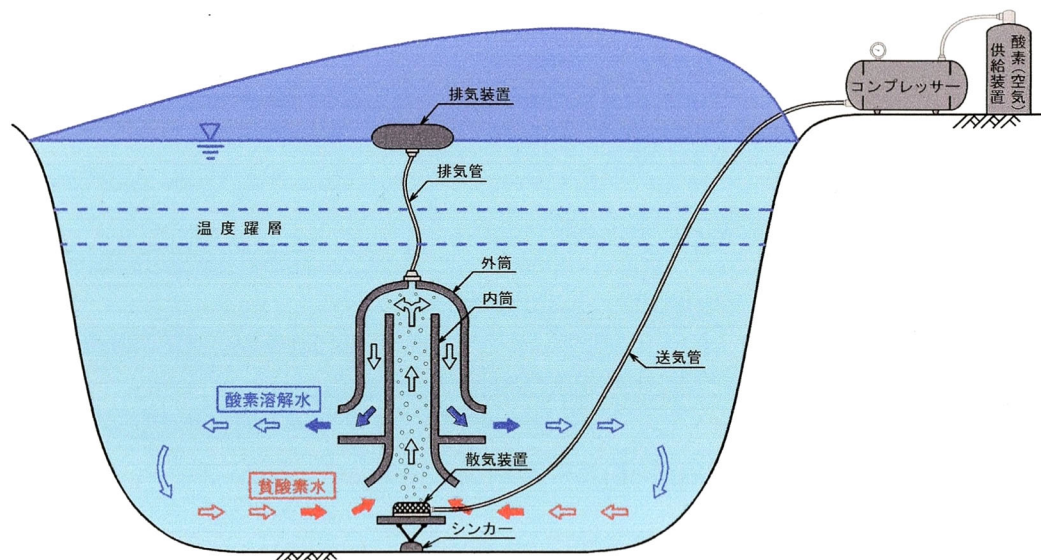
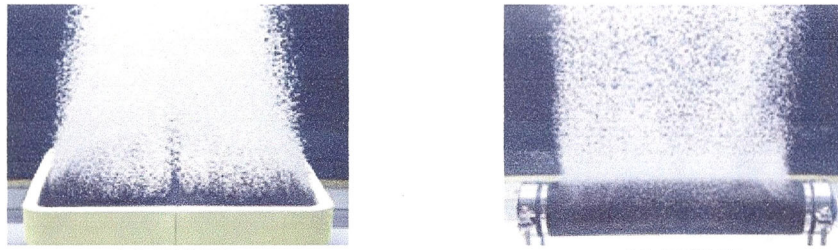


図-2.3 加圧型一過性気体溶解装置の一例(加圧型深層曝気方式)⁵⁾



(a) 平板型 (b) 円筒型

写真-2.1 散気装置(メンブレン式)⁶⁾

この構成で散気装置から酸素または空気を散気すると、内筒内の水はエアリフト効果により気液二相流となって上昇して外筒の上端まで達する。主にこの気泡上昇過程で酸素溶解処理が行われる。外筒の上端まで達した気液二相流は気相と液相である酸素溶解水に分かれ、気相は排気管と排気装置を経て大気中に排出される。一方、酸素溶解水は外筒と内筒の間の空間を下降して水域に戻される。また、内筒内を上昇する水を補償するため、散気体と内筒の間から周辺水域の貧酸素水が連続的に吸引される。

この方式では、散気装置から放出された気泡は水压を受けているため酸素溶解処理は加圧状態で行われると考えられる。このため、送气されるガス成分や気泡径などの条件にもよるが、処理後の酸素溶解水は高濃度酸素溶解水となっている可能性がある。

この方式の特徴として、加圧状態で酸素溶解処理するため高濃度酸素溶解水を得ることができる、底層の貧酸素水を低温で良質の酸素溶解水に置き換えられることなどが挙げられる。なお、この方法は水域の鉛直混合が発生しないため躍層を破壊しない、また、表層付近の有害藻類および臭気の問題には効果が無い。

(2) 常圧下で処理を行う方式

常圧型一過性気体溶解装置に分類される酸素溶解方法の一例として、常圧型深層曝気方式の概略図を図-2.4 に示す。この装置の主な構成は、フロートによって支持されてその上端がそれぞれ水面上および水面下にあるように固定された外筒および内筒、そして送気管によってコンプレッサーと連結された散気装置(写真-2.1 参照)である。これは前述の加圧型深層曝気方式(図-2.3 参照)と似ているが、外筒の上端を水面上まで伸ばして大気解放しているという大きな違いがある。

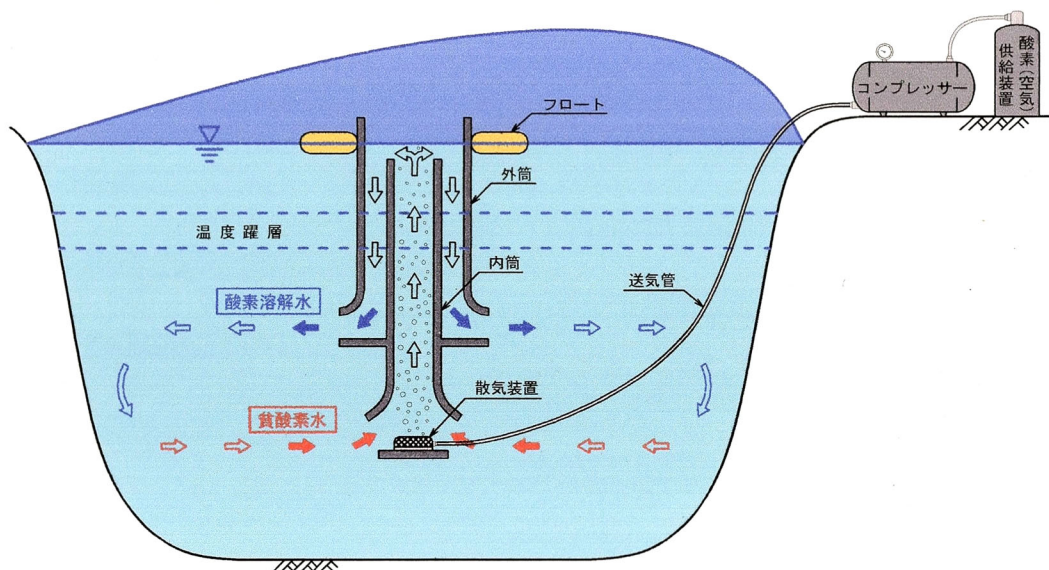


図-2.4 常圧型一過性気体溶解装置の一例(常圧型深層曝気方式)⁷⁾

この構成で散気装置から酸素または空気を散気すると、内筒内の水はエアリフト効果により気液二相流となって水表面まで上昇し、さらに水表面で水が大気と接するときにも大気から酸素を吸収する。水表面まで達した気液二相流は気相と液相である酸素溶解水に分離し、気相は大気中に排出される。一方、酸素溶解水は外筒と内筒の間の空間を下降して水域に戻される。また、内筒内を上昇する水を補償するため、散気体と内筒の間から周辺水域の貧酸素水が連続的に吸引される。

この方式では、気泡は散気装置から放出された時点では散気位置の水圧を受けているが、その上昇とともに水圧は減少し、水表面まで達したときには水圧はゼロ、すなわち大気圧となる。このように、この方式では内筒内の気液二相流は酸素溶解処理過程の最終段階で大気に晒されることから、処理後の酸素溶解水は高濃度酸素溶解水ではないと考えられる。

この方式の特徴として、処理対象の層の貧酸素水を低温で良質の酸素溶解水に置き換えられることが挙げられる。なお、この方法は、水域の鉛直混合が発生しないため躍層を破壊しない、また、表層付近の有害藻類および臭気の問題には効果が無い。

2.1.2 非一過性気体溶解装置

処理対象の水域に気泡を放出する方式の気体溶解装置を“非一過性気体溶解装置”と呼ぶ。この方式は前述の“一過性気体溶解装置”と対照的に処理前の水と処理後の水を分離できないことが特徴である。ここではその主要な従来技術として、マイクロバブルを用いた方式、全層曝気循環方式、間欠式空気揚水筒の3つの方法について述べる。

a) マイクロバブルを用いる方式^{8)~10)}

マイクロバブルとは直径が50[μm]以下の気泡であり、微細であるがゆえに水中での滞在時間が長く、気体の溶解能力にも優れているため水中においてさらに縮小し、ついには水中で消滅(完全溶解)する存在である。昨今、マイクロバブルは医療、環境浄化、農水産業分野などの多方面で注目されており、貧酸素化対策の気体溶解装置としても研究開発が進められている。

図-2.5 はマイクロバブル混合水を水平に放出する酸素溶解方法の概略図である。この装置の主な構成はマイクロバブル発生装置、送気管によりこれに連結されたコンプレッサーおよび水中ポンプである。

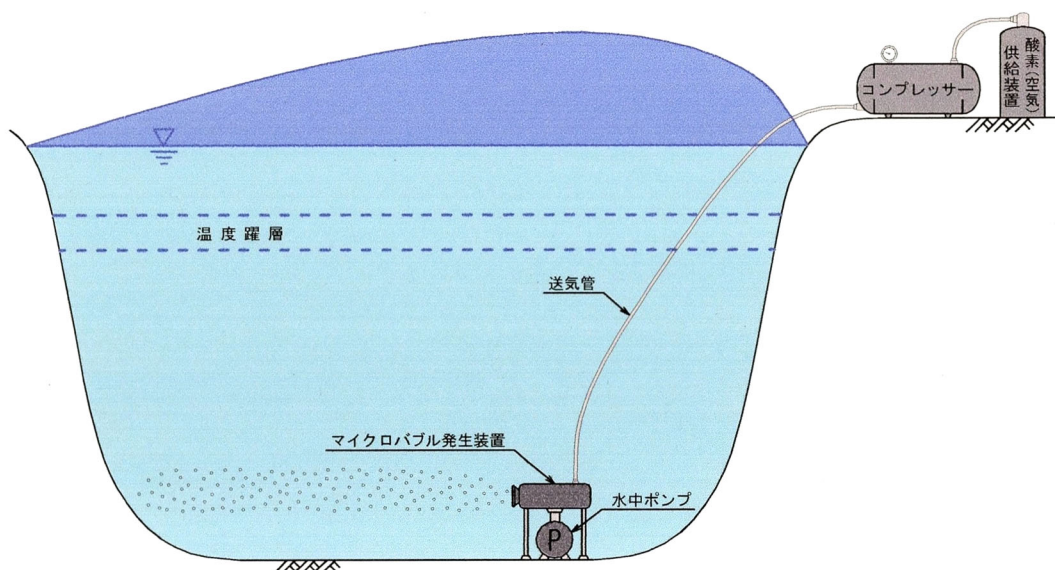


図-2.5 非一過性気体溶解装置の一例(マイクロバブルを用いた方式)^{8)~10)}

この方式は、送気管によって送気された酸素(空気)ガスと水中ポンプで取水された周辺水域の水をマイクロバブル発生装置に取り込み、マイクロバブルを含む水を排出する仕組みである。マイクロバブルとして水域に放出された酸素(空気)ガスはほとんど上昇することなく滞在するが、ついには水中に完全溶解する。

この方式の特徴として、底層の貧酸素水に水温を変化させることなく酸素を溶解させられることが挙げられる。なお、この方法は、水域の鉛直混合が少なく躍層を破壊しない、また、表層付近の有害藻類および臭気の問題には効果が無い。

b) 全層曝気循環方式^{7),11)}

非一過性気体溶解装置に分類される酸素溶解方法の一例として、全層曝気循環方式の概略図を図-2.6に示す。この装置は、送気管によってコンプレッサーと連結された複数の散気装置(写真-2.1参照)により構成されている。

この構成で底層に設置された散気装置から気泡を放出すると、気泡は底層の水を連行しつつ上昇し温度躍層を破壊して水表面まで達する。これによって水域内には鉛直方向の循環流が生じ、水域の水質を全層に渡って均質化することを目的とした方法である。底層の貧酸素水は表層まで揚水されて表層付近のDO濃度の高い水と混合することによって酸素供給を行う。したがって、曝気は酸素を供給するためではなく単に揚水のためであるから、気泡は微細気泡にする必要はない。また、底層の汚染が著しい場合に対しては、汚染されている水よりも上層に散気装置を設置して曝気する方法も提案されている。

この方式の特徴として、温度躍層を破壊して水域の鉛直混合を発生させることにより底層水のDO濃度が改善される、深層水が表層水を冷却することと表層付近の有害藻類が無光層へ押し込まれることから生産活動が抑制され臭気防除にも効果的であることなどが挙げられる。しかしながら、表層水が冷却されるため灌漑用水の冷水害を引き起こす可能性がある。

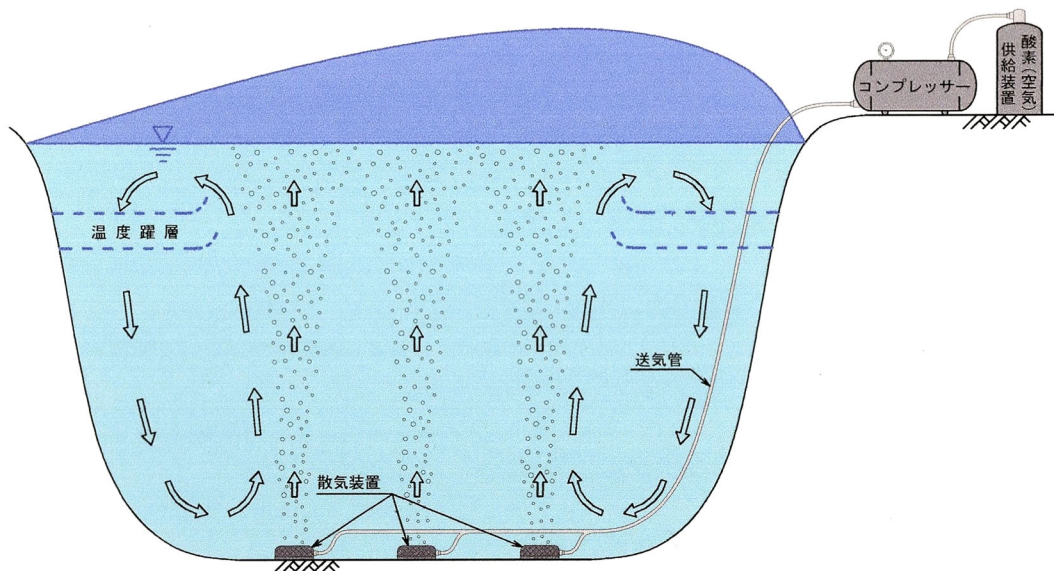


図-2.6 非一過性気体溶解装置の一例(全層曝気循環方式)^{7),11)}

c) 間欠式空気揚水筒^{7),11),12)}

非一過性気体溶解装置に分類される酸素溶解方法の一例として、間欠式空気揚水筒による方法の概略図を図-2.7 に示す。この装置の主な構成は、シンカーによって底部に固定された空気室を含む揚水筒、そして送気管によって空気室と連結されたコンプレッサーである。

この構成で、揚水筒を包むように取り付けられた空気室に連続的に空気を圧送すると、空気室内のU字状の逆サイフォンの仕組みにより、空気が気泡弾と呼ばれる大きな気泡となって5~20秒ごとに間欠的に噴出する。気泡弾は底層の水を連行しながら上昇して温度躍層を破壊し、水面まで達して破裂する(写真-2.2 参照)。また、揚水筒内を上昇する水を補償するため、揚水筒の下端から周辺水域の貧酸素水が連続的に吸引される。これによって水域内には鉛直方向の循環流が生じ、水域の水質を全層に渡って均質化することを目的とした方法である。底層の貧酸素水は表層まで揚水されて表層付近のDO濃度の高い水と混合することによって酸素供給を行う。

この方式の特徴として、温度躍層を破壊して水域の鉛直混合を発生させることにより底層水のDO濃度が改善される、深層水が表層水を冷却することと表層付近の有害藻類が無光層へ押し込まれることから生産活動が抑制され臭気防除にも効果的であることが挙げられる。しかしながら、表層水が冷却されるため灌漑用水の冷水害を引き起こす可能性がある。

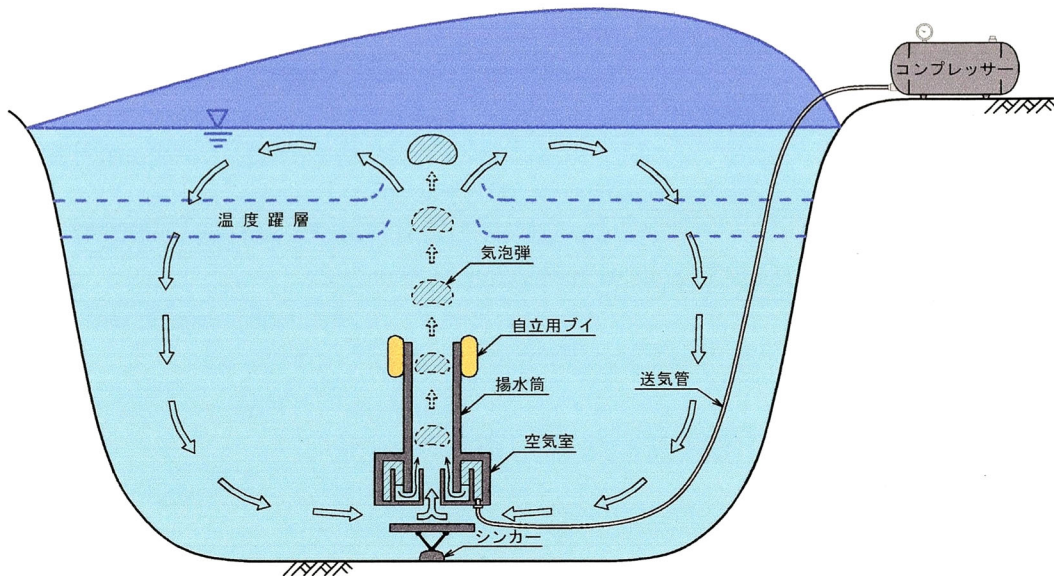


図-2.7 非一過性気体溶解装置の一例(間欠式空気揚水筒)¹²⁾



写真-2.2 気泡弾の水面での破裂の様子(相模湖)¹²⁾

2.2 既往の気体溶解技術の特徴のとりまとめ^{7),13)}

前節では既往の主要な気体溶解技術を示し、それぞれの特徴についても述べた。ここではそれらの特徴によって各気体溶解技術が処理対象水域に及ぼす影響をとりまとめ、次いでそれぞれの気体溶解技術の問題点について述べる。

2.2.1 気体溶解技術が処理対象水域に及ぼす影響

表-2.1 は既往の各気体溶解技術が処理対象水域に及ぼす影響をとりまとめた表である。表中、装置の方式と具体例の欄の上付きの記号は本文中の対応する節番号である。

表より、水域に及ぼす影響の大きな要素として、処理対象水域の鉛直混合の有無が挙げられる。

まず、鉛直混合を伴わない処理方式の場合、すなわち一過性気体溶解装置全般と非一過性気体溶解装置のうちマイクロバブルを用いた方式の場合、底層もしくは狙った層に低温で有害藻類の少ない良質な酸素溶解水塊を作ることができる。これは夏季に低水温の飲料水や冷却水を供給しようとする上水道や工業用水道の原水として適している。また、水域に濁水が流入した場合にも全層に循環混合することがない、表層水が冷却されないことから灌漑用水の冷水害を引き起こさない、などの長所を持つ。短所としては、表層付近の有害藻類や臭気の抑制には効果が無いことが挙げられる。

一方、鉛直混合を伴う処理方式の場合、深層水が表層水を冷却するため蒸発量が減少する、表層水温の低下および表層付近の有害藻類が無光層へ押し込まれることから生産活動が抑制され臭気防除にも効果的であるという長所を持つ。ただし、水深が浅い水域の場合では無光層が小さく底層の水温も比較的高いため効果が小さい。短所としては、水域に濁水が流入した場合には全層に循環混合する、表層水が冷却されることから灌漑用水の冷水害を引き起こすことなどが挙げられる。

水域に及ぼす影響のもう一つの要素として、酸素溶解処理過程が加圧状態か否かという点も挙げられる。酸素溶解処理過程が加圧状態の場合、すなわち一過性気体溶解装置のうち加圧型の場合、処理後の酸素溶解水は高濃度酸素溶解水となるし、常圧型の場合はならない。ただし、後述するが一過性気体溶解装置の酸素溶解能力を評価する際には、処理前後の DO 濃度増分[mg/L]ではなく、これに処理流量[L/min]を乗じた値、すなわち単位時間に溶解させることができる酸素の質量[mg/min]で評価すべきである。一般的に酸素溶解処理過程の圧力が高いほど処理後の DO 濃度は高くなるが、逆に処理

表-2.1 既往の気体溶解技術が処理対象水域に及ぼす影響

装置の方式	具体例	鉛直混合の有無	DO濃度改善	濁水問題	冷水害	有害藻類抑制	臭気防除	蒸発防止	酸素高濃度溶解水	ガス病防止
2.1.1 一過性	a) 加圧タンクを用いた方式	無	○	○	○	×	×	×	○	×
	b) 加圧型深層曝気方式	無	○	○	○	×	×	×	○	○
	(2) 常圧型 常圧型深層曝気方式	無	○	○	○	×	×	×	×	○
2.1.2 非一過性	a) マイクロバブルを用いた方式	無	○	○	○	×	×	×	-	○
	b) 全層曝気循環方式	有	○	×	×	○	○	○	-	○
	c) 間欠式空気揚水筒	有	○	×	×	○	○	○	-	○

○：有効，×：無効，△：どちらでもない，-：検討不能

流量は減少する傾向にあることから、高濃度酸素溶解水が得られることと酸素溶解能力が高いことは直結しない。

また、加圧型の中でも加圧タンクを用いた方式では、処理過程において加圧し過ぎると処理水は排出された水域の圧力状態に対して過飽和状態となる。この場合、魚類の体内に取り込まれた溶存ガスが血管内、眼の周囲、頭部、腸内や腹腔内で減圧発泡して気泡となり、血行障害や組織の壊死を引き起こして死に至る。これはガス病と呼ばれており、酸素ガスの場合は飽和度が200~300[%]以上、窒素ガスの場合は120[%]以上で発病する¹³⁾。酸素ガスの発病ラインに比べて窒素ガスの発病ラインは非常に低いため、加圧タンクを用いる方式において空気ガスを用いた場合には窒素ガスの発病ラインに達しやすく、特に注意が必要である。なお、加圧型の装置のうち、加圧型深層曝気方式の場合は水域の水圧のみによる加圧であることから、処理水は排出された水域の圧力状態に対して過飽和状態になりやすく、したがってガス病が発生する可能性は低いと考えられる。

2.2.2 既往の気体溶解技術の問題点

次に、それぞれの気体溶解装置の仕組みの問題点について、維持管理、稼働エネルギー、気液接触面積に着目して述べる。

まず、維持管理の面に着目すると、加圧タンクを用いる方式以外は装置の主要部分が水中にあることから、維持管理が容易ではないと考えられる。次に、稼働エネルギーについて考えると、加圧タンクを用いる方式では加圧タンク内を加圧するために多くのエネルギーを要し、その他の方式の場合ではガスを水面下深くまでコンプレッサーによって圧送するために多くのエネルギーを必要とする。

また、気液接触面積については、気体溶解技術において一定量の処理対象水に対して気液接触面積を大きくとることが重要なポイントであるが、この点においても従来の技術にはなお改善の余地があるように思われる。

ここまでは、既往の主要な気体溶解技術の特徴や問題点について述べた。次節ではこれらの問題点を踏まえて著者らが研究開発中の管内曝気による液膜式気体溶解技術について述べる。

2.3 液膜式気体溶解技術

前節で述べたように既往の主要な気体溶解技術にはエネルギー効率、維持管理、そして気液接触面積などの面で更に改善の余地があるように思われる。そこで、著者ら^{14)~16)}は現地で少量のエネルギーを用いて低コストで稼働することができる DO 濃度改善方法として、管内曝気による液膜式の気体溶解技術を開発中である。著者らはこれを装置の外観から h 型気体溶解装置と呼んでおり、本論文でもこの呼称を用いる。これは、第2章第1節の分類では“常圧型一過性気体溶解装置”の範疇に入る。なお、この技術は気体溶解でポピュラーな微細気泡とは異なり、処理対象水をいったんの気泡集合体の構成要素にすることにより、効果的な酸素溶解を目指すものである。

h 型気体溶解装置の構成と稼働の原理を以下に示す。図-2.8 は本装置を現地に設置した場合の全体図、そして図-2.9 は h 型気体溶解装置の中核部分の概要図である。2本のホースにより貧酸素水塊と連通された h 型管を管水平部の内側底面が水面より少し高い位置になるように固定し、さらにその下方に気泡を発生させるための散気体としてエアストーンを配置している。2本のホース末端を隔離して配置し、酸素溶解処理して排出された水が吸入ホースから吸入されないようにする。

この構成で、管内で曝気すると気泡群が管内を上昇し、それによって管内の水の上昇流が誘起される、いわゆるエアリフト現象が発生する。この管内のエアリフト分を補償するため、吸入ホースの先端から水域の水が連続的に取り込まれる。気泡と共に管内を上昇した水は管曲り部周辺で気泡集合体を形成する。これは、ビールをコップに注いだ時にコップの上半部にできる泡の重なった状態と同様である。この状態では、一定体積の水に対する気液境界面積が通常の湛水状態に比べて格段に大きく

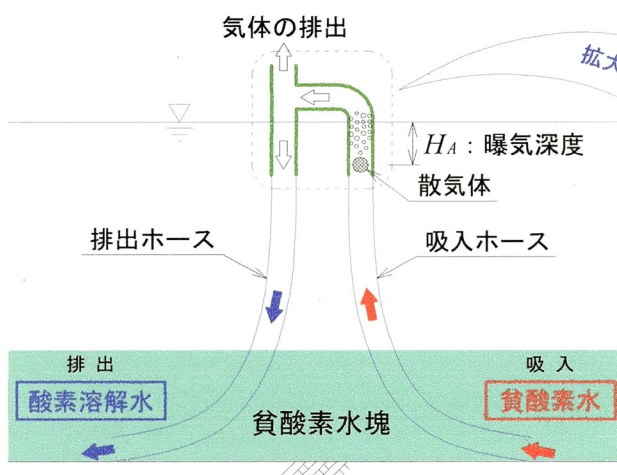


図-2.8 稼働中の h 型気体溶解装置の全体図

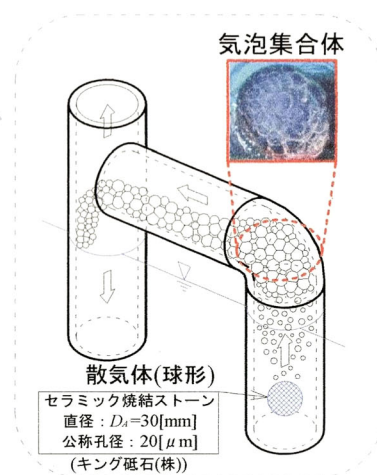


図-2.9 h 型気体溶解装置の中核部分

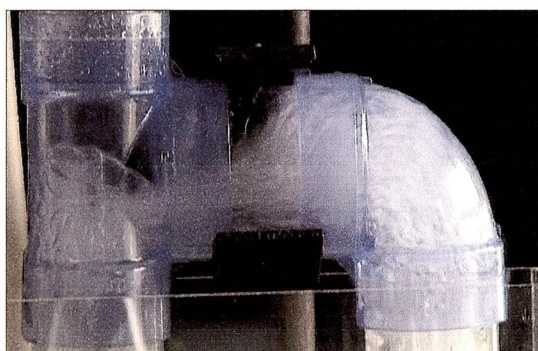


写真-2.3 管内の流況

なっている(図-2.9の写真および写真-2.3参照). 次々に発生する気泡と共に上昇した水はほとんど全てがいったん気泡集合体の液膜の構成要素となり, 気相・液相間での気体成分の交換は液相内の溶存気体濃度を大気圧下での飽和濃度に近づけるように行われる. 大気圧下の水温 20[°C]では, 曝気に用いる気体が純酸素の場合では飽和 DO 濃度は 44.3[mg/L]¹⁷⁾, 空気の場合では 8.84[mg/L]¹⁸⁾である. この場合重要なことは, 酸素溶解処理すべき水をいったん気泡集合体の構成要素に変換し, この状態で気相・液相間の気体成分の交換が行われることである.

観察によると, 気泡集合体は次から次に上昇する気泡を取り込む一方でほぼ同量の気泡が破裂する. このため, 気泡集合体は装置の定常運転中はほぼ同一の形状を保ち続ける(写真-2.3参照). また, 気泡集合体は1つの流れのような状態で管の水平部を伝って直管部へと運ばれる. そして気体溶解された水と残存する気泡は管の水平部を伝って直管部に送られる. そして, 気体溶解された水は直管内を下方に流下し, 排出ホースを経由して水域に戻される. 気泡は適宜破裂して気泡内の気体は管内を上昇し, 大気中に排出される. このような構成と稼働によって酸素溶解が行われる.

これらについて考える. まず, 気体溶解の性能であるが, 気相・液相間の気体成分の移動速度(液相への気体溶解速度) J は, 液相中の溶存気体濃度を C , 気液境界面積を A , 気液境界面と法線方向の長さを n , 係数を K として次式で与えられる.

$$J = -K \frac{\partial C}{\partial n} A \quad (2.1)$$

気泡液膜による物質移動に関する諸量を図-2.10に示す.

式(2.1)を気泡液膜に当てはめた場合, 気泡の膜厚を δ , 液膜の両方の表面における濃度の差を ΔC として $J \propto \Delta C \times A/\delta$ となり, 膜厚 δ が小さいこと, および気液境界面の総面積 A が大きいことから移動速度 J が大きくなる. また, 後ほど“排液”という言葉を使用するが, これは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¹⁵⁾. 排液が進行すると膜厚 δ が減少するため, 移動速度 J は増大すると考えられる.

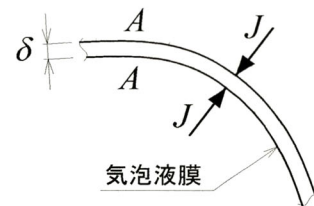


図-2.10 気泡液膜による物質移動

次に, 稼働に必要なエネルギーについて考える. 曝気に要する仕事率の最小値 P_{min} は水力発電の理論水力と同様の考え方から, 水の単位体積重量 w , 曝気深度 H_A , 空気流量 Q_g を用いて次式

$$P_{min} = w H_A Q_g \quad (2.2)$$

で表現される. ここで, 式(2.2)は静的状態で H_A , Q_g の条件で気泡を放出するのに必要な仕事率で, 実際にはチューブで送気するための動力が必要である. 室内実験によると, 本方式では曝気深度 $H_A=10\sim30$ [cm]程度からの曝気により十分機能を発揮した. すなわち, 管内水中の浅い部分で曝気することにより曝気深度 H_A より深い部分の水を連結ホースの先端から吸入して酸素溶解処理することができる. これに対して, 既往の多くの気体溶解技術では本章で述べたように, 水深の深い位置までガスを圧送する必要があり, 曝気深度 H_A が大きい. これらのことから, 本装置の稼働エネルギーは既往の装置に比べて小さいと言える.

この他の特徴として次のことが挙げられる.

- ・装置が簡単な構成で低コストである.
- ・吸入・排出ホースの使用により処理対象水の吸入位置及び処理水の排出位置を自由に設定できる.
- ・装置の主要な部分が水面上にあるため維持管理が容易である.
- ・水域の水の循環を伴わないため躍層を破壊しない.

- ・処理水が外界水と接触しないため、曝気によって DO 濃度が増加した水を再度曝気する無駄を避けられる。

なお、本装置の h 型部分の管内径 D については、取扱いの手頃さや管の製品規格などを考慮して、本研究では $D=50[\text{mm}]$ で一定とし、本研究の室内実験により装置の性質が解明された後に、現地に適したサイズに最適化するものとする。

以上、本章では水質改善技術のうち本研究と関係の深い曝気などによる気体溶解技術に注目し、既往の主要な技術について述べた。また、そのそれぞれの特徴、処理対象水域に及ぼす影響、問題点について述べた。次いで、著者らが研究開発中の管内曝気による液膜式気体溶解技術、すなわち h 型気体溶解装置について述べた。次章以降では、気体溶解装置の酸素溶解能力の評価方法について検討し、次いで h 型気体溶解装置の性能評価を行う。また、本装置を現地に適用した場合の試算を行う。

(参考文献)

- 1) 松江土建株式会社のホームページより“環境・エンジニアリング”の URL : <http://www.matsue-doken.co.jp/wep-news/>
- 2) 特許公開 2006-3849986 : 気液溶解装置, 日本国特許庁, 2006.
- 3) 化学工学会 : 化学工学便覧, pp.80-81, 1999.
- 4) 今井剛, 浮田正夫, 関根雅彦, 樋口隆哉 : 閉鎖性水域における底層部への高濃度酸素水導入による水質改善効果に関する研究, 環境工学研究論文集, 第 41 巻, pp.635-643, 2004.
- 5) 株式会社神鋼環境ソリューションのホームページより“水質改善設備(ダム・貯水池の水質保全)”の URL : <http://www.kobelco-eco.co.jp/product/jousui/suisitukaizen.html>
- 6) ダイセン・メンブレン・システムズ(株)のホームページより“散気装置の紹介”の URL : <http://www.daicen.co.jp/seihin/gesuidou.html>
- 7) 須藤隆一, 桜井敏郎, 森忠洋, 岡田光正 : 富栄養化対策総合資料集 地域特性に適応した施策・技術と実例, 株式会社サイエンスフォーラム, pp.173-183, 1983.
- 8) 鯉淵幸生, 磯部雅彦, 佐々木淳, 藤田昌史, 五明美智男, 栗原明夫, 田中真史, Mohammad Islam, 鈴木俊之 : 貧酸素化水改善に向けた現地微細気泡実験, 海岸工学論文集, Vol.51, pp.1156-1160, 2004.
- 9) 河原能久, 竹内豊, 野々村敦子, 松尾克美 : マイクロバブルによる富栄養貯水池の深層水の水質改善に関する現地試験, 水工学論文集, Vol.50, pp.1351-1356, 2006.
- 10) 鯉淵幸生 他 : 微細気泡の最新技術, NTS, pp.161-184, 2006.
- 11) 有田正光, 池田裕一, 中井正則, 中村由行, 道奥康治, 村上和男 : 水圏の環境, 東京電機大学出版局, pp.228-275, 2007.
- 12) 平成 19 年 横浜水道水質白書 : 横浜市水道局水質課, 平成 19 年 10 月.
- 13) 全日本錦鯉振興会のホームページより“ガス病”の URL : <http://www.echigo.ne.jp/~koi/b1/ks016.htm>
- 14) 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, 第 91 巻, 第 11 号, pp.78-79, 2006.
- 15) 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.
- 16) 大木協, 馬駿, 羽田野袈裟義, 朝位孝二, 中野陽一, 藤里哲彦, 福本裕輝, 原田利男 : 管内曝気による液膜方式の気体溶解装置の DO 改善性能に関する実験的検討, 土木学会論文集 B, Vol.66, No.3, pp.235-247, 2010.
- 17) 日本化学会 : 改訂 3 版 化学便覧 基礎編 II, 丸善, p.158, 1984.
- 18) (財)日本規格協会 : JIS ハンドブック 53 環境測定 II 水質, p.781, 2008.

第3章 処理水分離型実験による酸素移動速度の測定方法の提案と検証

第2章では既往の種々の気体溶解装置を示すと共に、本研究の課題である管内曝気による気体溶解技術、すなわちh型気体溶解装置のメカニズムと性能について定性的に述べた。本章以降ではh型気体溶解装置の性能評価や特性について調べる。本章では著者らが新しく提案する酸素溶解能力の測定方法について述べ、その妥当性を実験により検証する¹⁾。

3.1 研究の目的

気体溶解装置の酸素溶解能力は酸素移動速度により評価される。酸素移動速度は、気体溶解処理により単位時間に気相中から液相中へと移動する酸素の質量を表すもので、式(2.1)の J に対応し、[質量÷時間]の次元をもつ。水について酸素移動速度を評価する場合には一般的に次の3条件が課される²⁾。

- [1] 水温は20[°C]とする。
- [2] 水は塩類やその他の溶解物質の少ない清水とする。
- [3] 酸素溶解の推進力が最大である状態、すなわち処理対象水のDO濃度が0[mg/L]とする。

本論文では、上記の3条件を全て満足する酸素移動速度については、特に水温(20[°C])を強調し、“ $N_{(20)}$ ”と表記する。

貧酸素化対策の気体溶解装置は、従来は処理前後の水を分離しない非一過性気体溶解装置^{3)~8)}が主流であったが、近年ではこれらを分離する高能力の一過性気体溶解装置^{6),9)~17)}が種々提案されており、今後はこの一過性気体溶解装置がさらに普及することが予想される。一方、酸素溶解能力測定上の問題として、従来の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法は、その適用が非一過性気体溶解装置(図-2.5, 図-2.6, 図-2.7)と常圧型一過性気体溶解装置(図-2.4)を対象としており、加圧型一過性気体溶解装置(図-2.2, 図-2.3)では装置自体の酸素溶解性能を測定することは難しい。これは、加圧型装置の場合には、加圧状態で液相に溶解した酸素を大気圧下におくと減圧発泡が生じてその一部が気泡となるからである。また、この測定方法では総括酸素移動容量係数 K_La の評価を必要とするため処理途中の複数時刻におけるDO濃度の測定値が必要であり、このため実験操作に時間を要する。

このような事情で、加圧型と常圧型の両方の一過性気体溶解装置に適用可能で簡便な酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法の開発が求められている。本研究では、加圧型と常圧型の両方の一過性気体溶解装置に適用可能で省力の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法を提案し、その妥当性を室内実験により検証する。本提案の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法は、総括酸素移動容量係数 K_La の評価を必要とせず、したがって処理途中の複数時刻におけるDO濃度の測定が不要であり、実験操作が短時間で終了する。

3.2 酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法

まず、酸素移動速度 $N_{(20)}$ の従来の測定方法とその課題を説明し、次に本提案の一過性気体溶解装置に適用可能な測定方法を述べる。

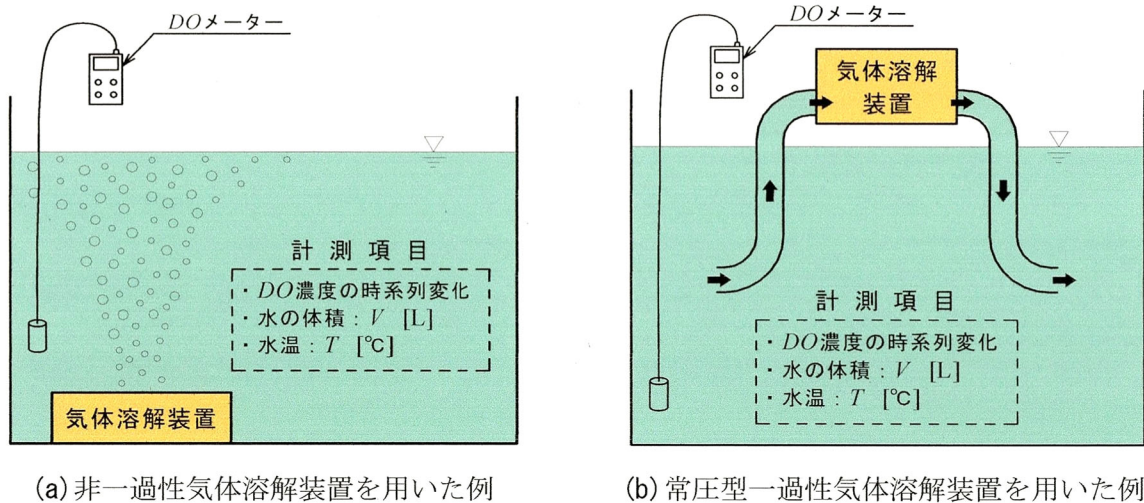


図-3.1 処理水混合型実験の概念図

3.2.1 従来の測定方法^{2),18)~21)}

酸素移動速度 $N_{(20)}$ の従来の測定方法の測定原理，算定方法そして課題は次のようである。

(1) 測定原理と算定方法

図-3.1 は，従来の処理水混合型の測定方法の概念図であり，図中に計測項目を示す．図の(a)は非一過性気体溶解装置を用いた例，そして(b)は常圧型一過性気体溶解装置を用いた例である．本論文ではこの従来方法の実験を“処理水混合型実験”と呼ぶ．なお，第3章第1章で述べたように，この測定方法は加圧型一過性気体溶解装置には適用できない．従来の測定方法では実験中の種々の時刻で DO 濃度を測定し，その時系列変化から当該実験条件(水温： T [°C]，水の体積： V [L])における総括酸素移動容量係数 $K_L a_{(T)}$ をまず算出する．

$K_L a_{(T)}$ の算出方法として，下水試験方法¹⁸⁾ や平山らの報告^{19),20)} では，非定常法，モーメント法，TableCs法，実測Cs法，対数差法，2次モーメント法の6つの方法が挙げられており，実験装置や実験条件によって最適な計算方法を選択するものとされている．また，これらのうち非定常法とモーメント法は処理対象水の DO 濃度をゼロにする必要があるが，水中の未反応の亜硫酸ナトリウムの酸素消費能力のため精度が低いとされている．それ以外の，TableCs法，実測Cs法，対数差法，2次モーメント法は処理対象水の DO 濃度をゼロにする必要がないため，上記の問題はないと考えられる．

本研究における実験検証では，TableCs法において実験値と近似式による評価値の相関性が高いという結果が得られたため，ここではTableCs法について解説する．

曝気装置の理論式は，任意時刻 t における DO 濃度を DO ，水温 T [°C] における飽和 DO 濃度を $DO_{s(T)}$ ，総括酸素移動容量係数を $K_L a_{(T)}$ として，式(3.1)のように表される．

$$\frac{dDO}{dt} = K_L a_{(T)} (DO_{s(T)} - DO) \quad (3.1)$$

これは，水中に酸素消費物質が存在しない状態で酸素溶解処理をする時の DO 濃度の時間増加率を表す．式(3.1)から次式が得られる．

$$\ln(DO_{s(T)} - DO) = -K_L a_{(T)} \cdot t + C \quad (3.2)$$

ここで， C は積分定数である．式(3.2)より， $\ln(DO_{s(T)} - DO)$ と t の関係は傾きが $-K_L a_{(T)}$ の直線関係に

あるべきことが示唆される。よって、理論の適用では、計測された DO 濃度の時系列データ (DO_i, t_i) を用いてグラフ上に t_i と $\ln(DO_{s(T)} - DO)$ の関係をプロットし、その傾きを最小二乗法によって求め、これを $K_L a(T)$ の値とする。ここで、 $DO_{s(T)}$ の値は所定の数表²¹⁾ から読み取る。

次に、次式(3.3)を用いて $K_L a(T)$ を水温 20 [°C] の値に補正し、以って酸素移動速度の定義の第 1 の条件を満足させる²⁾。

$$K_L a(T) = K_L a(20) \times \theta^{T-20} \quad (3.3)$$

ここで、 $K_L a(20)$ は水温 20 [°C] における総括酸素移動容量係数で、 θ は温度補正係数である。 θ の値は 1.016~1.047 の範囲にあるが、通常は $\theta=1.02$ が用いられる²⁾。

式(3.1)を水温 20 [°C] に適用すると式(3.4)を得る。

$$\frac{dDO}{dt} = K_L a(20) (DO_{s(20)} - DO) \quad (3.4)$$

ここで、 $DO_{s(20)}$ は水温 20 [°C] における飽和 DO 濃度である。式(4)の両辺に水の体積 V [L] を乗じると式(3.5)が得られる。

$$\frac{d(DO \cdot V)}{dt} = K_L a(20) (DO_{s(20)} - DO) \cdot V \quad (3.5)$$

上式は、水温 20 [°C] において、任意の DO 濃度の水を曝気処理する場合に気相から液相へと移動する酸素の質量を単位時間当たりで表わしたものである。

式(3.5)を用いて酸素移動速度を評価する場合、処理対象水の DO 濃度がゼロであるという第 3 の条件から、式(3.5)の右辺において $DO=0$ [mg/L] とする必要がある。このとき、酸素移動速度の定義の 3 条件が全て満足され、酸素移動速度 $N_{(20)}$ は式(3.6)により与えられる。

$$N_{(20)} = K_L a(20) \cdot DO_{s(20)} \cdot V \quad (3.6)$$

前述のように、 $DO_{s(20)}$ は水温 20 [°C] における飽和溶存酸素濃度であり、所定の数表²¹⁾ から読み取る。

(2) 特徴

上に示した従来の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法は前述のようにその適用が非一過性気体溶解装置と常圧型一過性気体溶解装置に限られ、加圧型一過性気体溶解装置には適用できない。この測定方法の特徴を整理すると次のようである。

1. 総括酸素移動容量係数 $K_L a$ の値を得るのに DO 濃度の時系列変化を必要とし、このため実験操作にある程度の時間を要する。
2. 総括酸素移動容量係数 $K_L a$ の算出が必須で、方法によってはその算出に手間がかかる。
3. 総括酸素移動容量係数 $K_L a$ の算出方法によっては実験時の処理対象水の DO 濃度をゼロにする必要がありこれが精度の悪化をもたらす。
4. 実験時の水表面を通しての酸素移動を制御できず、その場合に酸素移動速度の評価が困難。

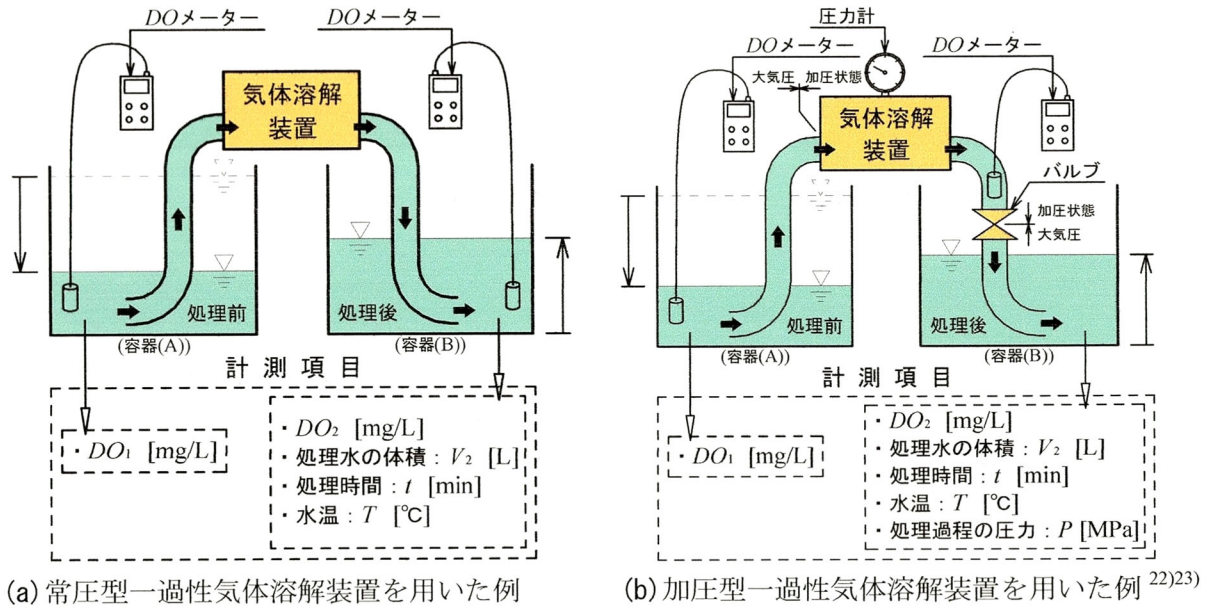


図-3.2 処理水分離型実験の概念図

3.2.2 処理水分離型換算 ΔDO 法

次に、著者らが新しく提案する処理水分離型換算 ΔDO 法による酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定方法を示す。前述のように、この方法は常圧型、加圧型を問わず一過性気体溶解装置に適用可能である。

(1) 測定原理と算定方法

図-3.2 は、処理水分離型換算 ΔDO 法に用いる酸素溶解実験装置の概念図であり、図中に計測項目を示す。図の (a) は常圧型一過性気体溶解装置を用いた例、そして (b) は加圧型一過性気体溶解装置を用いた例である。本論文ではこの実験を“処理水分離型実験”と呼ぶ。この実験は処理前と処理後の水を接触させない方式であり、必然的に一過性気体溶解装置に限って適用可能である。なお、図は概念図であるので簡単のため一過性気体溶解装置を常圧型と加圧型で同じように図示しているが、実際には常圧型では前述の図-2.8 および図-2.9 に示すように大気圧下に晒して酸素溶解処理を行う。上図中の測定項目欄より、処理流量 Q_w [L/min] は単位時間に気体溶解装置を通過する処理水の体積であり、処理時間(処理水分離型実験で装置を稼働させた時間) t [min] とその間に処理される水の体積 V_2 [L] を用いて、式(3.7)により与えられる。

$$Q_w = V_2 / t \quad (3.7)$$

次に、気体溶解装置による処理前後の DO 濃度増分の評価を行う。特に、第3章第1節で示した酸素移動速度の定義の第3の条件、すなわち、“処理対象水を $DO=0$ [mg/L] とする。”に対応する評価を行う。この第3の条件は、 DO 濃度の異なる同一体積の水を同一条件で酸素溶解処理する場合、処理前の水の DO 濃度がゼロの場合に DO 濃度増分が最大になるという事情を反映している。

処理前の DO 濃度(初期 DO 濃度)を DO_1 、処理後の DO 濃度を DO_2 とすると、酸素溶解処理による DO 濃度増分は $\Delta DO = DO_2 - DO_1$ として与えられる。しかしながら、この ΔDO は同一の稼働条件でも初期 DO 濃度により変化する。装置の DO 濃度増加性能を表現するには初期 DO 濃度に依存しない指標が必要である。そこで、任意の初期 DO 濃度 DO_1 の水の酸素溶解処理により得られる DO 濃度増分($\Delta DO = DO_2 - DO_1$)は、仮に初期 DO 濃度 DO_1 がゼロであるとした場合にはどれだけの DO 濃度増加

が達成されるか、に換算して評価する。この換算された DO 濃度増分を“換算 ΔDO ”と呼ぶことにし、 $\Delta DO_0[\text{mg/L}]$ と表記する。この導出過程を以下に示す。

曝気装置の理論式、すなわち式(3.1)において、 $K_L a_{(T)}$ を一定として $t = t_1 \sim t_2$ で定積分すると次式が得られる。

$$\ln\left(\frac{DO_{s(t)} - DO_1}{DO_{s(t)} - DO_2}\right) = K_L a_{(T)}(t_2 - t_1) \quad (3.8)$$

ここで、 DO_1 と DO_2 はそれぞれ時刻 t_1 と t_2 における DO 濃度である。これより次式を得る。

$$\frac{DO_2 - DO_1}{DO_{s(t)} - DO_1} = 1 - \exp\{-K_L a_{(T)}(t_2 - t_1)\} \quad (3.9)$$

上式によると、 $K_L a_{(T)}$ と時間差 $t_2 - t_1$ が一定であれば、 $(DO_2 - DO_1)/(DO_{s(t)} - DO_1)$ が一定となる。また、時間差 $t_2 - t_1$ は一過性気体溶解装置内での処理プロセスに要する時間に対応するため、気体溶解装置を定常運転する場合、 $t_2 - t_1$ と $K_L a_{(T)}$ は一定と考えてよい。すなわち、定常状態の稼働であれば所定の体積の処理水が曝気装置を通過する時間は一定であり、それがこの時間差に相当する。したがって、水温 $T[^\circ\text{C}]$ が同一で初期 DO 濃度 DO_1 が異なる2つの試料水 A, B に対して、同一の気体溶解装置を用いて同一条件(同一の処理時間)で処理を行う場合、 $(DO_2 - DO_1)/(DO_{s(t)} - DO_1)$ が一定となる。すなわち、式(3.9)を2つの試料水 A, B に適用すると、

$$\frac{DO_{2A} - DO_{1A}}{DO_{s(t)} - DO_{1A}} = \frac{DO_{2B} - DO_{1B}}{DO_{s(t)} - DO_{1B}} \quad (3.10)$$

式(3.10)の分子 $(DO_{2A} - DO_{1A})$ および $(DO_{2B} - DO_{1B})$ はそれぞれ処理による試料水 A および B の DO 濃度増分であり、それぞれ ΔDO_A および ΔDO_B と置くことができる。

ここで、試料水 A として初期 DO 濃度がゼロの水($DO_{1A}=0$)を考え、試料水 B として初期 DO 濃度がゼロでない試料水($DO_{1B} \neq 0$)を考える。そして、試料水 A に対する量として左辺の分子を $\Delta DO_{0(T)}$ とおき、試料水 B に対する量を示す添字 B を省いて示すと、式(3.10)は次のように書き換えられる。

$$\frac{\Delta DO_{0(T)}}{DO_{s(t)}} = \frac{\Delta DO}{DO_{s(t)} - DO_1} \quad (3.11)$$

ここで、 ΔDO は任意の水温 $T[^\circ\text{C}]$ 、任意の初期 DO 濃度 DO_1 の条件で行った実験で得られた DO 濃度増分であり、 $\Delta DO_{0(T)}$ はその換算 ΔDO である。これより次の関係式を得る。

$$\Delta DO = \frac{DO_{s(t)} - DO_1}{DO_{s(t)}} \cdot \Delta DO_{0(T)} \quad (3.12)$$

式(3.11)より、初期 DO 濃度がゼロの試料水と DO_1 の試料水の双方に対して同一条件で DO 改善処理を行う場合、初期 DO 濃度 DO_1 の試料水の DO 濃度増分 ΔDO は、初期 DO 濃度がゼロの試料水の DO 濃度増分 $\Delta DO_{0(T)}$ の $(DO_{s(t)} - DO_1)/DO_{s(t)}$ 倍となり、 $\Delta DO_{0(T)}$ に比べて小さくなることがわかる。したがって、気体溶解装置の DO 濃度増加性能は、次式の $\Delta DO_{0(T)}$ により評価されるべきであることがわかる。

$$\Delta DO_{0(T)} = \frac{DO_{s(t)}}{DO_{s(t)} - DO_1} \cdot \Delta DO \quad (3.13)$$

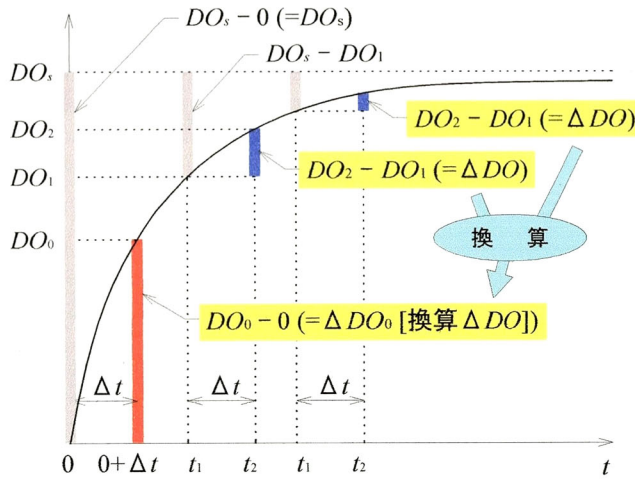


図-3.3 ΔDO_0 の説明図(気体溶解曲線より)

$\Delta DO_{0(t)}$ は前述のように換算 ΔDO であるが、装置の定常稼働状態においてはこれが初期 DO 濃度、すなわち DO_1 によらないことを第3章第3節1の(2)で示す。また、このことは従来方法における酸素移動速度の定義の第3の条件と密接に関連している。この点について図を用いて今少し説明する。図-3.3は初期 DO 濃度ゼロから定常状態で装置を稼働する場合の DO 濃度の時間変化を示す。図において Δt を共通の時間間隔とする時、 $t=0$ から Δt までの Δt 時間と、 t_1 から t_2 までの Δt 時間における

DO 濃度増分、すなわち ΔDO は異なるが、装置の定常運転では装置は気体溶解のために同一の作業をしていることになる。このように、初期 DO 濃度が DO_1 の水に対する DO 濃度増分($\Delta DO=DO_2-DO_1$)を、初期 DO 濃度がゼロであったと仮定して換算した DO 濃度増分が換算 ΔDO 、すなわち ΔDO_0 [mg/L]である。このように、換算 ΔDO を導入することにより、実験時に初期 DO 濃度をゼロにする必要がなくなる。

次に、換算 ΔDO の温度補正について述べる。第3章第1節で述べたように、酸素移動速度を定義する条件の第1に水温 20[°C]を定めている。これに対応するため、任意の水温 T [°C]で行った実験で得られる換算 ΔDO 、すなわち $\Delta DO_{0(t)}$ を水温 20[°C]における値に補正する必要がある。換算 ΔDO の水温補正は式(3.9)を用いて次のようになされる。

初期 DO 濃度 DO_1 がゼロの場合、左辺の分子は ΔDO の換算値 ΔDO_0 であり、このとき式(3.9)は式(3.14)のように表わされる。

$$\frac{\Delta DO_0}{DO_s} = 1 - \exp\{-K_L a(t_2 - t_1)\} \quad (3.14)$$

式(3.14)より $K_L a$ は次のように表わされる。

$$K_L a = -\frac{1}{t_2 - t_1} \log\left(1 - \frac{\Delta DO_0}{DO_s}\right) \quad (3.15)$$

ここで、式(3.3)の変形として与えられる $K_L a$ の比を考える。まず、式(3.3)の変形として次式(3.16)が与えられる。

$$\frac{K_L a_{(T)}}{K_L a_{(20)}} = \theta^{T-20} \quad (3.16)$$

また、式(3.15)を用いると、任意の水温 T [°C]と水温 20[°C]における $K_L a$ の比は次のようになる。

$$\frac{K_L a_{(T)}}{K_L a_{(20)}} = \frac{\log\left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)}}{DO_{s(T)}}\right)}{\log\left(1 - \frac{\Delta DO_{0(20)}}{DO_{s(20)}}\right)} \quad (3.17)$$

式(3.16)と式(3.17)は左辺が共通であるから次式が成立する。

$$\theta^{T-20} = \frac{\log\left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)}}{DO_{s(T)}}\right)}{\log\left(1 - \frac{\Delta DO_{0(20)}}{DO_{s(20)}}\right)} \quad (3.18)$$

式(3.18)より、任意の水温 T [°C]における ΔDO の換算値 $\Delta DO_{0(T)}$ を水温 20°Cにおける値に変換する式として次式(3.19)を得る。

$$\Delta DO_{0(20)} = DO_{s(20)} \left\{ 1 - \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)}}{DO_{s(T)}} \right)^{\theta^{-(T-20)}} \right\} \quad (3.19)$$

以下では、式(3.19)を“換算 ΔDO の水温補正式”と呼ぶことにする。

本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法による酸素移動速度 $N_{(20)}$ [mg/min]は、式(7)の Q_w [L/min]と式(3.19)の $\Delta DO_{0(20)}$ [mg/L]の積として、式(20)のように与えられる。

$$N_{(20)} = \Delta DO_{0(20)} \cdot Q_w \quad (3.20)$$

ここで、水温が T [°C]と 20[°C]の飽和 DO 濃度、すなわち $DO_{s(T)}$ と $DO_{s(20)}$ は所定の数表²¹⁾から読み取るが、その数値は圧力 1[atm]で空気が水に接している場合の気液平衡状態における DO 濃度である。

また、本研究では実験検証を行っていないが、加圧型一過性気体溶解装置の場合に必要な飽和 DO 濃度の圧力補正について述べる。処理プロセスで加圧タンクなどを用いて気体の圧力を変化させる場合には、式(3.13)と(3.19)の計算に用いる飽和 DO 濃度の数値の補正が必要である。飽和 DO 濃度の圧力補正後の値を DO_s' [mg/L]、数表²¹⁾から読み取った 1[atm]における飽和 DO 濃度(補正前の値)を DO_s [mg/L]、処理プロセスにおける酸素の分圧を P_{O_2} [MPa]、1[atm]の空気中の酸素の分圧を 0.021 [MPa]とすると、ヘンリーの法則より補正式として式(3.21)が得られる。

$$DO_s' = DO_s \times \frac{P_{O_2}}{0.021} \quad (3.21)$$

化学工学便覧²⁴⁾によると、ヘンリーの法則が成立する範囲は、“分圧が数気圧以下のガスについて、ガス成分のモル分率表示の溶解度 x_2 が 0.03 [mol/mol]以下”とされている。そこで、実際の加圧型一過性気体溶解装置の加圧タンク内の圧力^{10)~14)}を調査したところ、最大でも 0.7 [MPa] (7 気圧)程度であり、このとき式(3.21)から求まる補正後の飽和 DO 濃度として DO_s' から x_2 を計算したところ、0.00017 [mol/mol]であった。したがって、式(21)は十分にヘンリーの法則の適用範囲内であり、種々の加圧型一過性気体溶解装置に適用可能であることがわかる。ただし、計算条件は水温 20[°C]、ガスは純酸素とした。

(2) 特徴

本提案の酸素移動速度の測定方法(処理分離型換算 ΔDO 法)は、その適用が一過性気体溶解装置に限定される。しかしながら次のような利点を持つ。

1. 総括酸素移動容量係数 $K_L a$ の算出が不要であり、このため実験操作が短い。
2. 実験時に初期 DO 濃度をゼロにする必要がない。
3. 実験操作が短時間で終了するため水表面を通しての酸素の移動を無視できる。
4. 実験操作が短時間で終了するため多くの条件の測定が可能。

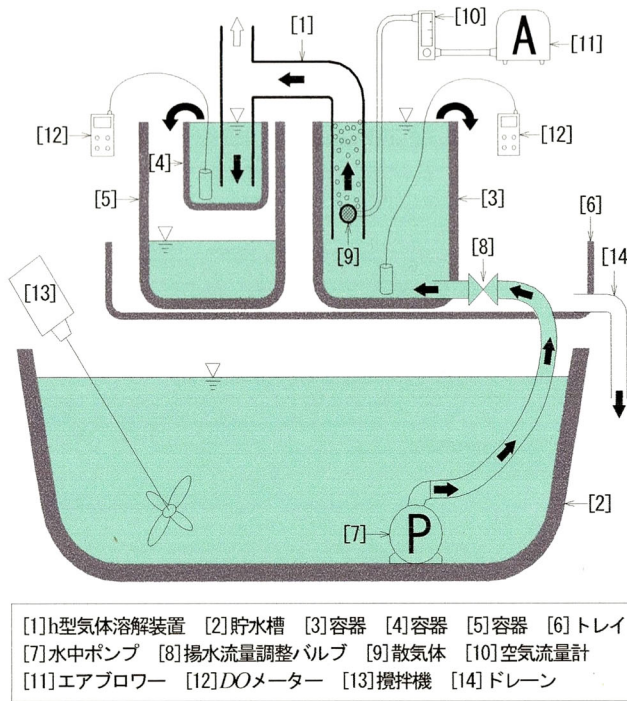


図-3.4 実験装置の模式図

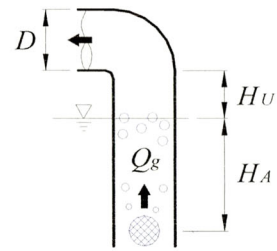


図-3.5 諸量の定義

表-3.1 ΔDO_0 の検証実験の条件

水温: T [°C]	12 ± 0.5
管内径: D [mm]	50
水平管高さ: H_U [mm]	20, 50
曝気深度: H_A [mm]	230, 320
空気流量: Q_g [L/min]	10, 20, 30, 40
処理前のDO濃度: DO_1 [mg/L]	(約) 1, 3, 7

3.3 換算 ΔDO と水温補正式の検証

著者らが提案した処理水分離型換算 ΔDO 法の計算過程において、式(3.13)で示した換算 ΔDO とその水温補正式(式(3.19))は著者らが新しく提案したパラメータおよび式である。そこでまず、これらについて実際に気体溶解装置を用いて計測することで妥当性を検証した。検証に用いた気体溶解装置は第2章第3節で示した h 型気体溶解装置である。この装置は著者らの分類方法では常圧型気体溶解装置の範疇に入る(図-2.1 参照)。なお、既往の研究^{16),17)}により本装置の酸素溶解能力(酸素移動速度)は、曝気深度(散気体の深度) H_A 、水平管高さ H_U 、空気流量 Q_g に依存することがわかっている。

3.3.1 換算 ΔDO の検証

式(3.13)に示した換算 ΔDO 、すなわち ΔDO_0 の検証実験を行った。

(1) 実験方法と実験条件

図-3.4 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]、散気体[9]、散気体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約 $12[^\circ\text{C}]$ に調整した。
2. 攪拌を続けた状態で亜硫酸ナトリウムを約 $12 \sim 15[\text{g}]$ と微量の塩化コバルトを触媒として投入し、DO 濃度が最も低下した後、水表面からの酸素溶解により徐々に DO 濃度が増加し始め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

している状態で散気体[9]から気泡を発生させて装置[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行った。
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]の水のDO濃度を測定し、それぞれ処理前後の値、 DO_1 と DO_2 とした。

また、図-3.5は支配的な諸量の定義を表しており、実験条件を表-3.1に示す。

(2) 実験結果と考察

測定された処理前後のDO濃度から、処理によるDO濃度増分($\Delta DO = DO_2 - DO_1$)と式(3.13)に示す ΔDO_0 を算出した。図-3.6は本実験で得られた DO_1 、 ΔDO および ΔDO_0 の関係を示す。図より、図-3.5に示す諸量を変化させると ΔDO の換算値 ΔDO_0 の数値も変化するが、いずれの条件においても、処理前のDO濃度、すなわち DO_1 の増加とともに ΔDO は減少するが、 ΔDO_0 は DO_1 によらずほぼ一定の値を示すことがわかる。このことから、式(3.13)に示す ΔDO の換算値 ΔDO_0 は一過性気体溶解装置のDO増加性能のポテンシャルを表すことがわかる。

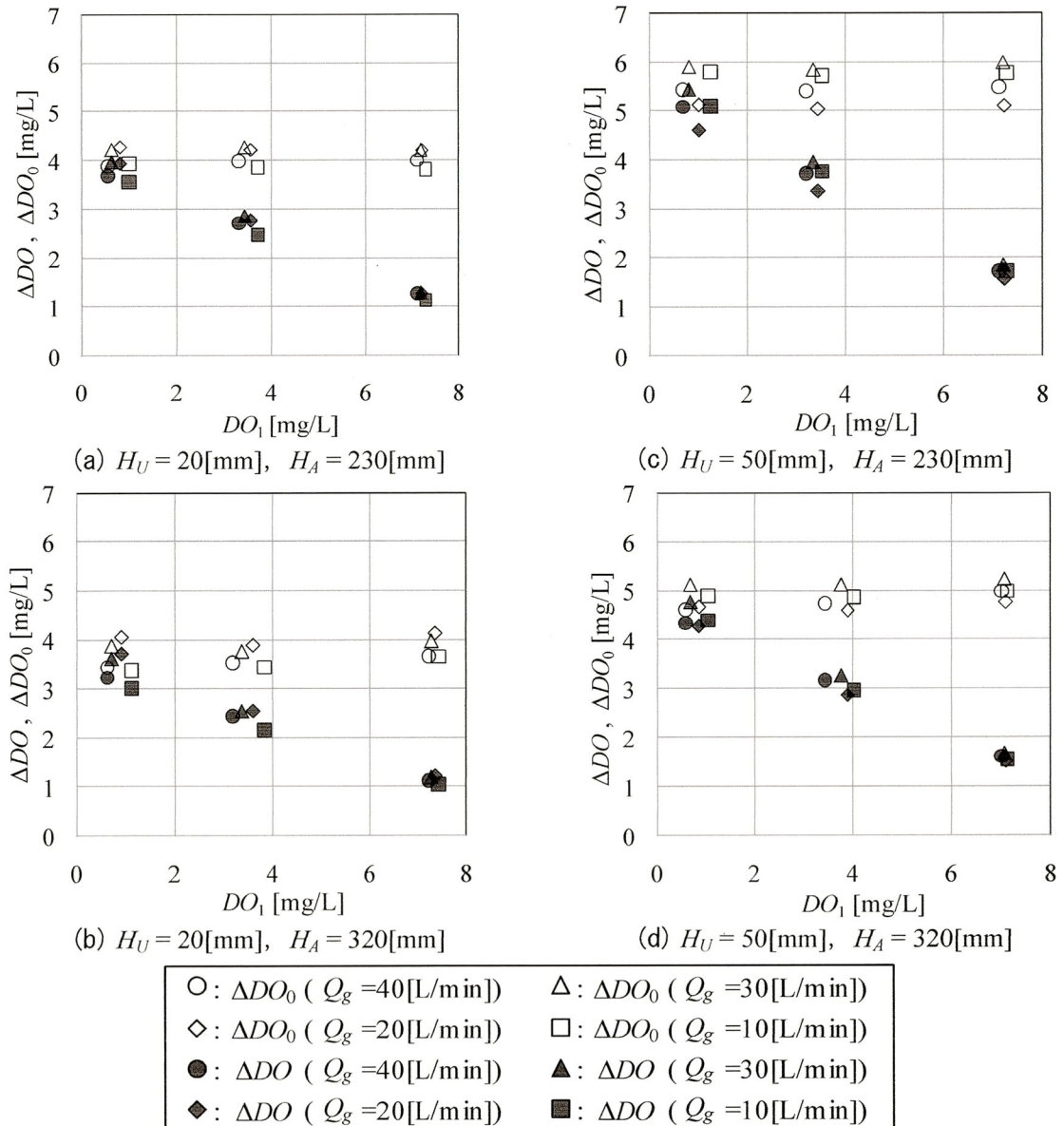


図-3.6 DO_1 と ΔDO および ΔDO_0 の関係

3.3.2 換算 ΔDO の水温補正式の検証

次に式(3.19)に示した換算 ΔDO の水温補正式の検証実験を行った。以下にその概要を示す。

(1) 実験方法と実験条件

実験に用いた装置は前掲の図-3.4 である。実験条件を表-2 に示す。実験の手順は第3章第3節1の手順と同様であるが、表-3.2の実験条件に示すように、処理対象水の水温 T [°C] を約2~26[°C]の間で変化させて実験を行った。

表-3.2 水温補正式の検証実験条件

水温: T [°C]	(約) 2 ~ 26
管内径: D [mm]	50
水平管高さ: H_U [mm]	20, 50
曝気深度: H_A [mm]	230, 320
空気流量: Q_g [L/min]	20

(2) 実験結果と考察

実験で得られた処理前後の DO 濃度、すなわち DO_1 と DO_2 、および水温 T [°C] から、式(3.13)を用いて水温 T [°C] における ΔDO の換算値 $\Delta DO_{0(T)}$ を算出した。そして、式(3.19)を用いて水温 20[°C] の場合の値 $\Delta DO_{0(20)}$ に補正した。水温補正係数は $\theta=1.02$ とした。図-3.7 に水温 T [°C] と $\Delta DO_{0(T)}$ および $\Delta DO_{0(20)}$ の関係を示す。図より、水温 T [°C] の上昇とともに $\Delta DO_{0(T)}$ は減少するが、 $\Delta DO_{0(20)}$ はほぼ一定の値を示し、水温 20[°C] 付近で $\Delta DO_{0(T)}$ と $\Delta DO_{0(20)}$ の数値は一致している。このことから、式(3.19)に示す換算 ΔDO の水温補正式は妥当であると言える。

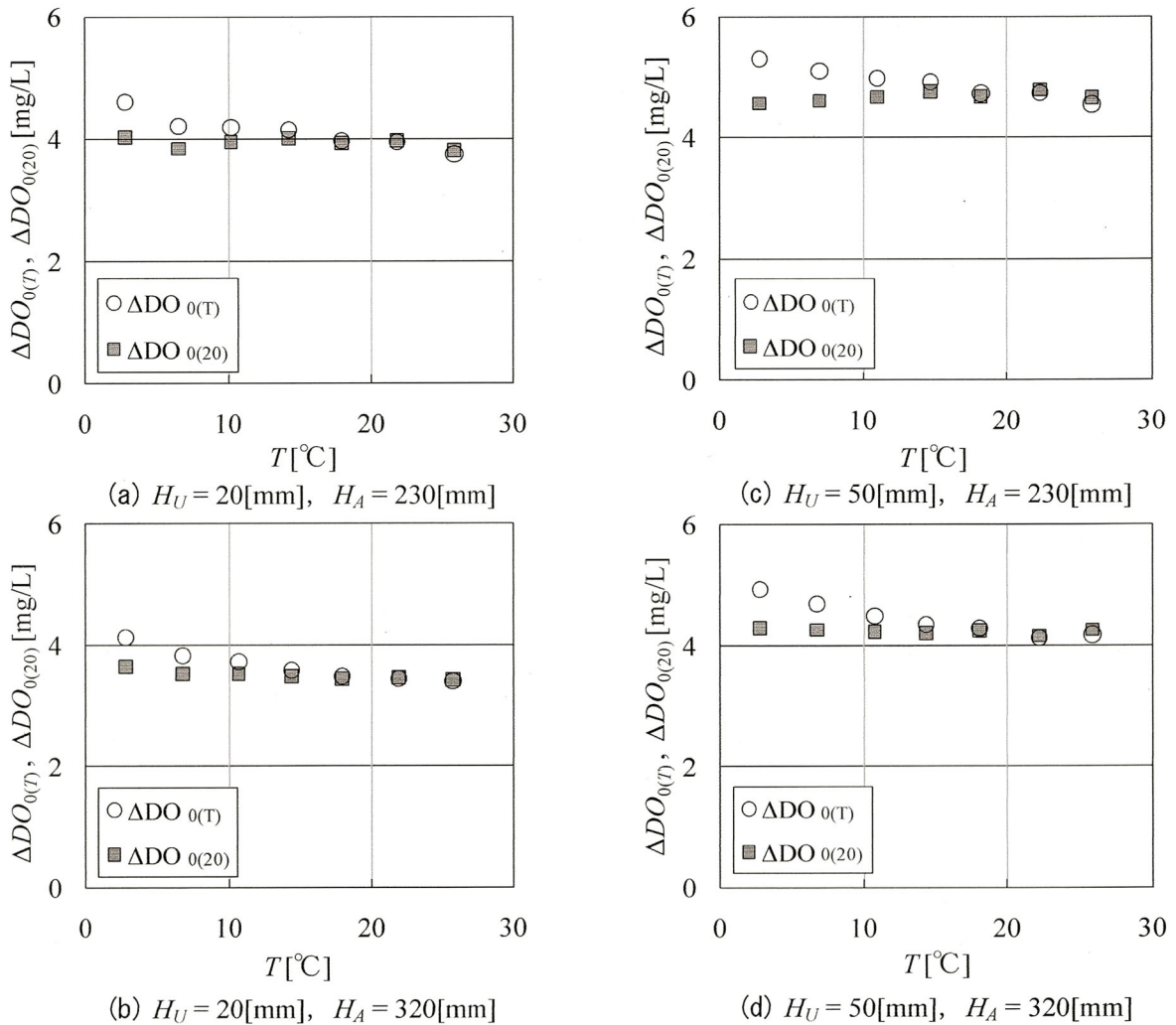


図-3.7 $\Delta DO_{0(T)}$ および $\Delta DO_{0(20)}$ と T の関係

3.4 酸素移動速度 $N_{(20)}$ の評価

従来の測定方法と本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法の2手法によりh型気体溶解装置の酸素移動速度 $N_{(20)}$ を測定し、両方法の結果を比較することにより本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法の妥当性を検討する。

3.4.1 測定方法と実験条件

第3章第2節1で述べた従来の処理水混合型実験を用いた測定方法および本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法の2手法によってh型気体溶解装置の酸素移動速度 $N_{(20)}$ を測定した。実験は表-3.3に示す9通りの条件で行った。従来の測定方法に用いる処理水混合型実験では、処理水分離型換算 ΔDO 法に用いる処理水分離型実験の条件に加えて、水の体積、攪拌機の回転数、水表面シートの有無が追加されている。

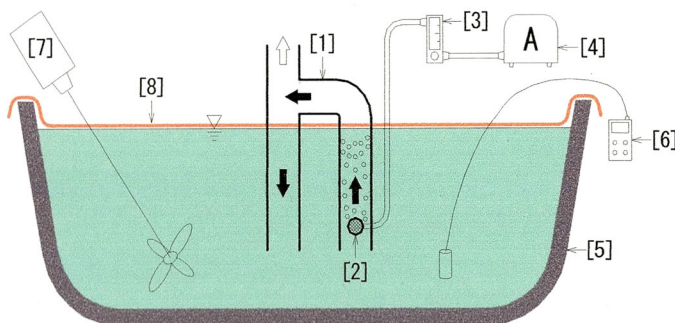
表-3.3 2手法による測定の実験条件

処理水分離型実験 処理水混合型実験	水温 : T [°C]	11 ~ 23
	管内径 : D [mm]	50
	水平管高さ : H_U [mm]	20, 50, 80
	曝気深度 : H_A [mm]	140, 230, 320
	空気流量 : Q_g [L/min]	20
	水の体積 : V [L]	200
	攪拌機の回転数 : - [rpm]	600
	水表面シート : - -	有, 無

(1) 従来の処理水混合型実験による測定

図-3.8は、従来の処理水混合型実験によるh型気体溶解装置の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定のための実験装置の模式図である。なお、この実験では、h型気体溶解装置自身の酸素移動速度 $N_{(20)}$ に水表面での酸素溶解による効果が上乘せされた形で表れる。そこで、本実験では水表面からの酸素溶解を防ぐために、実験条件に応じて水表面にシートを設置した(以降“水表面シート”と呼ぶ)。水表面シートは写真-3.1に示すように市販のビニール製のエアクッションを貯水槽の水表面形状に合わせて切り出したものである。実験の手順は次のとおりである。

1. 貯水槽[5]に水道水を200[L]貯め、攪拌機[7]で攪拌しながら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た。
2. DO濃度が最も低下した後、水表面での酸素溶解により徐々にDO濃度が増加し始めた時点で実験条件に応じて水表面シートを設置し、水温を計測した。
3. 散気体[2]から気泡を発生させて装置[1]を稼働させ、その後15分間のDO濃度の時系列変化を1分間隔で測定した。



[1]h型気体溶解装置 [2]散気体 [3]空気流量計 [4]エアブLOWER
[5]貯水槽 [6]DOメーター [7]攪拌機 [8]水表面シート

図-3.8 処理水混合型実験の装置模式図



写真-3.1 水表面シートを設置した状態

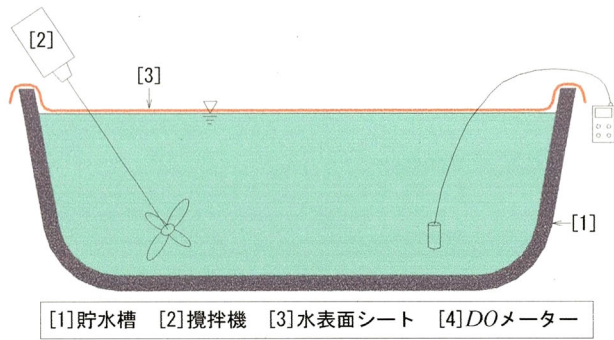


図-3.9 水表面シートの効果確認実験

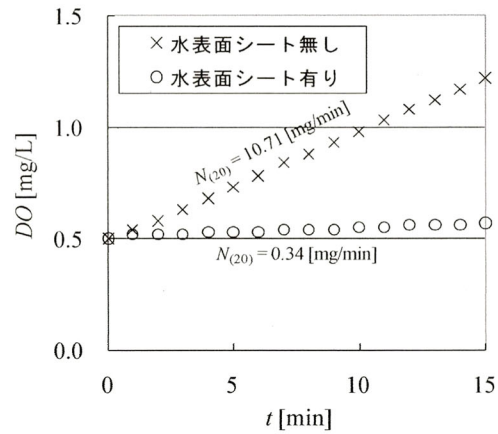


図-3.10 水表面シートの有無によるDO濃度の時系列変化の違い

この実験手順により測定したDO濃度の時系列変化，貯水槽の水の体積($V=200[L]$)，水温($T[^\circ C]$)を用いて第3章第2節1に示した計算手順により酸素移動速度 $N_{(20)}$ を算出した。

なお，水表面シートの効果を確認するため，図-3.9に示す実験装置において上記1~2の実験手順の後，水表面シートを設置した場合と設置しない場合の両方について，貯水槽内を攪拌機により攪拌させながらDO濃度の時系列変化を15分間測定した。その実験結果を図-3.10に示す。この実験より，水表面シートを設置しなかった場合はDO濃度が0.7[mg/L]増加したのに対して，水表面シートを設置した場合の増加量は0.07[mg/L]に留まっており，水表面シートは水表面での酸素溶解を十分有効に防ぐことを確認することができた。

(2) 処理水分離型換算 ΔDO 法による測定

第2の方法として，第3章第2節2に示した本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法によってh型気体溶解装置の酸素移動速度 $N_{(20)}$ を測定した。測定に用いた実験装置は前掲の図-3.4である。実験の手順は第3章第3節1に示した手順と同様である。この実験手順により測定した処理前後のDO濃度，すなわち DO_1 と DO_2 ，処理水の体積 $V_2[L]$ ，処理時間 $t [min]$ ，水温 $T [^\circ C]$ を用いて第3章第2節2に示した計算手順により酸素移動速度 $N_{(20)}$ を算出した。なお，本実験条件では処理時間 $t [min]$ は約0.3~1[min]であった。

3.4.2 実験結果と考察

図-3.11は，従来の処理水混合型実験による測定方法と本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法の2手法によるh型気体溶解装置の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定結果を比較したグラフである。プロットがグラフ中の対角線に近いほど2手法による酸素移動速度 $N_{(20)}$ の値が近いことを意味している。なお，塗り潰しのプロットは従来の測定方法に用いる処理水混合型実験において水表面シートを設置した場合のプロット，そして白抜きのプロットは水表面シートを設置しなかった場合のプロットである。

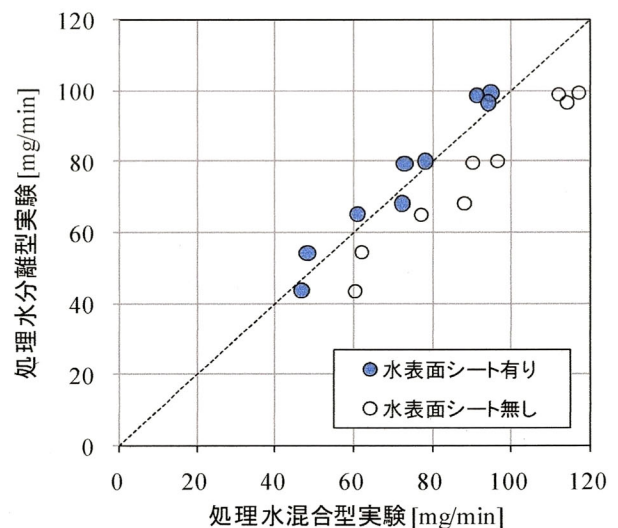


図-3.11 処理水分離型および混合型実験による $N_{(20)}$ の比較

図より、従来の測定方法に伴う処理水混合型実験で水表面シートを設置しなかった場合には、酸素移動速度 $N_{(20)}$ の値が、処理水分離型換算 ΔDO 法による値に比べて大きい。一方、水表面シートを設置した場合には、酸素移動速度 $N_{(20)}$ は、処理水分離型換算 ΔDO 法と従来の測定方法(処理水混合型実験)とで概ね近い値を示している。これは、従来の測定方法(処理水混合型実験)で水表面シートを設置しなかった場合には、実験操作中に水表面を通して空気中の酸素が水中に溶解し、その影響が酸素移動速度 $N_{(20)}$ に上乗せする形で表れたためと考えられる。これに対して、水表面シートを設置した場合には、実験操作中の水表面からの酸素溶解をほぼ防ぐことができ、その結果、h型気体溶解装置自身のみによる酸素移動速度 $N_{(20)}$ が測定されたと考えられる。また、処理水分離型換算 ΔDO 法(処理水分離型実験)では処理時間が短い(本研究では約 0.3~1[min])ため、水表面からの酸素溶解量はほとんど無視できることからh型気体溶解装置自身のみによる酸素移動速度 $N_{(20)}$ が測定できたと考えられる。以上より、本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法は一過性気体溶解の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の測定に妥当な方法であると考えられる。

なお、第3章第1節で述べたように、加圧型一過性気体溶解装置については従来の測定方法で酸素移動速度 $N_{(20)}$ を測定することが困難であるため、本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法による酸素移動速度 $N_{(20)}$ と比較することができない。そのため、本研究では加圧型一過性気体溶解装置については処理水分離型換算 ΔDO 法によって酸素移動速度 $N_{(20)}$ を測定する実験を行っていない。しかし、酸素移動速度 $N_{(20)}$ の算出過程で常圧型と加圧型とで異なるのは式(3.21)に示した処理過程における飽和 DO 濃度の補正のみである。これについては、著者らの過去の研究²³⁾によって、加圧型気体溶解装置の加圧タンク内圧の増加にともない、処理後の DO 濃度は飽和 DO 濃度の補正式による直線の傾きとほぼ同じ傾きで推移することが示されている。このことより、本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法は常圧型のみならず加圧型の一過性気体溶解装置にも適用可能であると考えられる。

3.5 処理水分離型換算 ΔDO 法の応用

上述のように、酸素移動速度の新しい測定方法、すなわち処理水分離型換算 ΔDO 法の妥当性が確認できたところで、ここではその応用例を2つ示す。

まず第1は、総括酸素移動容量係数 $K_L a$ を逆算により求める方法である。第3章第2節2で示したように、本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法では従来の測定方法と異なり、計算過程において総括酸素移動容量係数 $K_L a$ を算出する必要がない。しかし、実際に現地の貧酸素水塊を気体溶解装置によって DO 濃度をある目標値まで改善するのに必要な処理時間を算出する場合には $K_L a$ が極めて有用である。これに対応して、従来の測定方法と新提案の処理水分離型換算 ΔDO 法による酸素移動速度 $N_{(20)}$ の最終式形、式(3.6)および式(3.20)から逆算的に式(3.22)の形に $K_L a$ を算出することができる。

$$K_L a_{(20)} = \frac{N_{(20)}}{DO_{s(20)} \cdot V_f} = \frac{\Delta DO_{0(20)} \cdot Q_w}{DO_{s(20)} \cdot V_f} \quad (3.22)$$

ここで、 V_f は処理対象の貧酸素水塊の体積である。

図-3.12は $K_L a$ を第3章第4節1で述べた従来の処理水混合型実験により求めた結果と、本提案の処理水分離型換算 ΔDO 法により求めた酸素移動速度 $N_{(20)}$ から式(3.22)を用いて求めた結果を比較している。このとき、 V_f は第3章第4節1で示した処理水混合型実験の実験条件の水の体積 $V=200[L]$ に対応する(表-3.3参照)。図より、従来の処理水混合型実験で水表面シートを設置した場合の $K_L a_{(20)}$

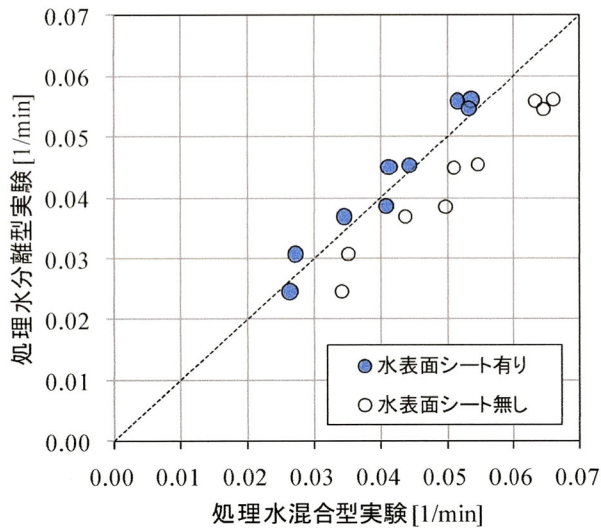


図-3.12 処理水分離型および混合型実験による $K_L a_{(20)}$ の比較

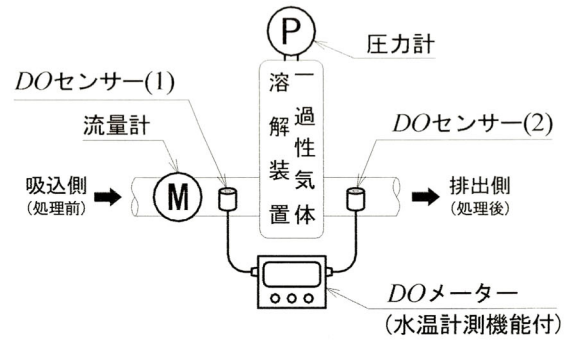


図-3.13 $N_{(20)}$ の連続計測用の計器の配置図

の値と式(3.22)によって算出した $K_L a_{(20)}$ の値は概ね近い値を示している。このことから、式(3.22)によって算出した $K_L a_{(20)}$ の値は妥当であると考えられる。一方、従来の処理水混合型実験で水表面シートを設置しなかった場合の値は、式(3.22)による値に比べて大きい。以上の結果は図-3.11 と対応する。

次に、第2の応用例は、酸素移動速度 $N_{(20)}$ の連続計測である。図-3.13 は、実際に現地で稼働する一過性気体溶解装置に DO メーター、流量計、圧力計を設置したイメージ図である。気体溶解装置が定常的に稼働しており、且つ、これらの付帯設備が連続的に計測可能な設備であれば、処理水分離型換算 ΔDO 法によって連続的に気体溶解装置の酸素移動速度 $N_{(20)}$ を観測することができる。これにより、気体溶解装置の故障や性能低下などを早急に発見することができると考えられる。なお、この応用例は従来の測定方法では実行不可能であり、処理水分離型換算 ΔDO 法の固有の性質によるものと言える。

3.6 まとめ

以上、常圧型と加圧型とを問わず一過性気体溶解装置に適用可能な酸素移動速度の測定方法として処理水分離型換算 ΔDO 法の概要を述べ、その妥当性を検証する実験とその結果を示した。また、その測定方法の応用例を具体的に示した。本章で得られた主要な知見は以下のとおりである。

1. 一過性気体溶解装置の処理前後の DO 濃度増分のポテンシャルを表す指標として式(3.13)の換算 ΔDO を提案し、これが DO 濃度増分のポテンシャルを表現するものとして妥当であることを実験により検証した。
2. 式(3.1)の曝気装置の理論式と式(3.3)の既往の総括酸素移動容量係数の水温補正式から式(3.19)の換算 ΔDO の水温補正式を導出し、これが妥当であることを図-3.7 に示した。
3. 著者らが提案する酸素移動速度の新しい測定方法、すなわち処理水分離型換算 ΔDO 法として、水温 20[°C]に補正された換算 ΔDO と処理流量 Q_w の積が、従来の測定方法による酸素移動速度と一致することを提案し、実験によりその数値が従来の方法により測定された酸素移動速度とほぼ等しいことが確認できたことから、本方法は酸素移動速度の測定方法として妥当であることがわかった(図-3.11 参照)。

4. 総括酸素移動容量係数 $K_L a$ は、処理水分離型換算 ΔDO 法では酸素移動速度 $N_{(20)}$ の算定に算出の必要はないが、現地での稼働で重要であることから、この表現式を式(3.22)として求めた。その結果は図-3.12のように妥当な結果を得た。
5. 処理水分離型換算 ΔDO 法を現地で稼働中の一過性気体溶解装置の稼働状況の測定に用いる方法として図-3.13を提示した。

(参考文献)

- 1) 大木協, 羽田野袈裟義, 馬駿, 朝位孝二, 中野 陽一: 処理水分離型実験による気体溶解装置の酸素移動速度測定を試み, 土木学会論文集 B, Vol.66, No.4, pp.407-418, 2010.
- 2) 井出哲夫: 水処理工学(理論と応用), pp.247-249, 技報堂出版, 1990.
- 3) 鯉淵幸生, 磯部雅彦, 佐々木淳, 藤田昌史, 五明美智男, 栗原明夫, 田中真史, Mohammad Islam, 鈴木俊之: 貧酸素化水改善に向けた現地微細気泡実験, 海岸工学論文集, Vol.51, pp.1156-1160, 2004.
- 4) 河原能久, 竹内豊, 野々村敦子, 松尾克美: マイクロバブルによる富栄養貯水池の深層水の水質改善に関する現地試験, 水工学論文集, Vol.50, pp.1351-1356, 2006.
- 5) 鯉淵幸生 他: 微細気泡の最新技術, NTS, pp.161-184, 2006.
- 6) 須藤隆一, 桜井敏郎, 森忠洋, 岡田光正: 富栄養化対策総合資料集 地域特性に適応した施策・技術と実例, 株式会社サイエンスフォーラム, pp.173-183, 1983.
- 7) 有田正光, 池田裕一, 中井正則, 中村由行, 道奥康治, 村上和男: 水圏の環境, 東京電機大学出版局, pp.228-275, 2007.
- 8) 平成 19 年 横浜水道水質白書: 横浜市水道局水質課, 平成 19 年 10 月.
- 9) 松江土建(株)ホームページより WEP システム掲載部分の URL: <http://www.matsue-doken.co.jp/wep-news/>
- 10) 特許公開 2006-3849986: 気液溶解装置, 日本国特許庁, 2006.
- 11) 特許公開 2007-237009: 気体溶解装置, 日本国特許庁, 2007.
- 12) 特許公開 2005-34760: 気体溶解装置, 日本国特許庁, 2005.
- 13) 特許公開 2003-53168: ガス溶解装置並びに酸素溶解システム, 日本国特許庁, 2003.
- 14) 特許公開 2004-141784: 気体溶解装置, 日本国特許庁, 2004.
- 15) 株式会社神鋼環境ソリューションのホームページより “水質改善設備(ダム・貯水池の水質保全)” の URL: <http://www.kobelco-eco.co.jp/product/jousui/suisitukaizen.html>
- 16) 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.
- 17) 大木協, 馬駿, 羽田野袈裟義, 朝位孝二, 中野陽一, 藤里哲彦, 福本裕輝, 原田利男: 管内曝気による液膜方式の気体溶解装置の DO 改善性能に関する実験的検討, 土木学会論文集 B, Vol.66, No.3, pp.235-247, 2010.
- 18) 建設省都市局下水道部, 厚生省生活衛生局水道環境部: 下水試験方法(上巻)(1997年版), pp.275-276, (社)日本下水道協会, 1997.
- 19) 平山公明, 今岡正美, 片山けい子, 中村寛治: 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, 第 29 号, pp.106-111, 1978.
- 20) 平山公明, 今岡正美, 片山けい子: 総括酸素移動容量係数の算出方法に関する考察, 山梨大学工学部研究報告, 第 30 号, pp.94-98, 1979.
- 21) 例えば, (財)日本規格協会: JIS ハンドブック 53 環境測定 II 水質, p.781, 2008.
- 22) 奥貴則: 液膜式気体溶解装置の酸素溶解特性の実験的研究, 山口大学修士論文, 2007.
- 23) 福本裕輝, 馬駿, 奥貴則, 羽田野袈裟義, 原田利男, 藤里哲彦: 噴射式気体溶解装置の酸素溶解の実験, 第 59 回 平成 19 年度 土木学会中国支部研究発表会発表概要集, (社)土木学会中国支部, pp.125-126.
- 24) 化学工学会: 化学工学便覧, pp.80-81, 1999.

第4章 h型気体溶解装置の酸素溶解性能に関する実験的検討

4.1 研究の目的

本章では、第3章で妥当性を確認した酸素移動速度の新提案の測定方法、すなわち処理水分離型換算 ΔDO 法に準じてh型気体溶解装置(第2章第3節参照)の種々の実験条件における酸素移動速度を測定し、曝気効率を算出する。また、これらのパラメータの最適条件について検討する^{1),2)}。

4.2 実験方法と実験条件

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。

4.2.1 実験装置と手順

実験は処理水分離型換算 ΔDO 法(第3章第2節2参照)に則って行った。実験に用いた装置は前掲図の図-3.4である。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[°C]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_2 [L]を測定した。

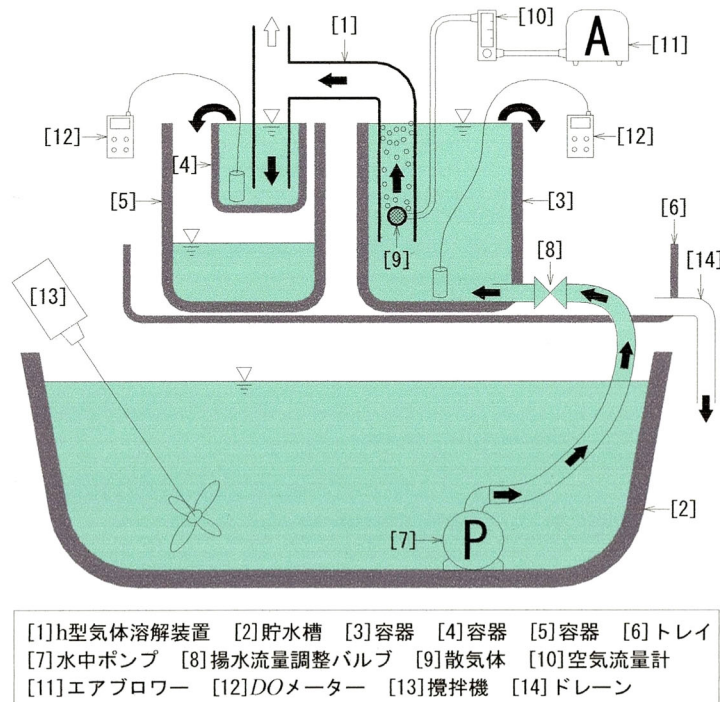


図-3.4 実験装置の模式図(再掲)

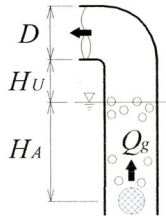


図-3.5 諸量の定義(再掲)

表-4.1 実験条件

水温 : T [°C]	22
管内径 : D [mm]	50
水平管高さ : H_U [mm]	20 , 50 , 80 , 110 , 140
曝気深度 : H_A [mm]	140 , 230 , 320
空気流量 : Q_g [L/min]	10 , 20 , 30 , 40

4.2.2 実験条件

本実験は装置の諸量を表-4.1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。なお、図-3.5(再掲)は装置の諸量の説明図である。

4.2.3 評価に用いるパラメータ

実験結果の評価に用いるパラメータを整理する。ここでは、処理水分離型換算 ΔDO 法(第3章第2節2参照)に基づいたパラメータに加えて、曝気効率を用いて評価を行う。

(1) 処理流量 : Q_w [L/min]

処理流量 Q_w は実験時に容器[5]に越流した水の体積 V_2 [L]を処理時間 t [min]で除したものであり、前出の式(3.7)で表される。

$$Q_w = V_2 / t \quad (3.7)$$

(2) DO 増加量 : 換算 ΔDO ($\Delta DO_{0(20)}$) [mg/L]

同一条件で曝気処理を行なっても処理対象水の DO 濃度が違えば DO 濃度増加量が異なる。したがって、処理対象水の DO 濃度によらない曝気処理の DO 濃度増加の純然たる能力を示す指標が必要となる。この指標として換算 ΔDO (ΔDO_0)を提案し、妥当性を確認した。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(3.1))から式(3.13)のように導かれる。ただし、これは実験時の水温 T [°C]に対する換算 ΔDO ($\Delta DO_{0(T)}$)であるから、これを換算 ΔDO の水温補正式(式(3.19))により水温 20[°C]に補正する。

$$\Delta DO_{0(T)} = \frac{DO_{s(T)}}{DO_{s(T)} - DO_1} \cdot \Delta DO \quad (3.13)$$

$$\Delta DO_{0(20)} = DO_{s(20)} \left\{ 1 - \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)}}{DO_{s(T)}} \right)^{\theta^{-(T-20)}} \right\} \quad (3.19)$$

ここで、 DO_s は飽和 DO 濃度、 DO_1 は処理対象水の DO 濃度、 ΔDO は処理前後の DO 濃度増分、そして θ は温度補正係数である。 θ の値は 1.016~1.047 の範囲にあるが、通常は $\theta=1.02$ が用いられる³⁾。

(3) 酸素移動速度 : $N_{(20)}$ [mg/min]

酸素溶解能力を表すパラメータとして、水温 20[°C]に補正された換算 ΔDO (式(3.19))と処理流量 Q_w (式(3.7))の積として与えられる酸素移動速度 $N_{(20)}$ [mg/min]を用いる。これは、単位時間に気相中から液相中へと移動する酸素の質量を表している。

$$N_{(20)} = \Delta DO_{0(20)} \cdot Q_w \quad (3.20)$$

(4) 曝気効率³⁾: E_P [g/Wh], E_A [%]

曝気効率の評価は、酸素移動動力効率 E_P [g/Wh]と酸素移動効率 E_A [%]を用いて行う。

まず、酸素移動動力効率 E_P [g/Wh]は、式(4.1)のように、酸素移動速度 $N_{(20)}$ [mg/min](式(3.20))を稼働に必要な動力、すなわち仕事率 P_{min} [W]で除し、単位変換して求められる。なお、装置の稼働には静的状態で曝気することに要する動力の他に送気に必要な動力が加味されるが、後者については共通な条件が無いので除外し、静的状態での曝気に要する動力のみを考慮した。すなわち、式(2.2)を用いた。これは投入した動力(1[W])当たりの酸素溶解量を表している。酸素移動動力効率 E_P [g/Wh]が大きいほど少ない動力で多くの酸素を溶解させることができる、すなわち省エネルギー性が高いことを示す。

$$E_P = \frac{N_{(20)}}{P_{min}} [\text{mg/min/W}] = \frac{60}{1000} \cdot \frac{N_{(20)}}{P_{min}} [\text{g/Wh}] \quad (4.1)$$

$$P_{min} = wH_A Q_g \quad (4.2)$$

次に、酸素移動効率 E_A [%]は式(4.2)のように、単位時間に装置によって処理対象水に送り込まれた酸素の総質量 M_{O_2} [mg/min]で酸素移動速度 $N_{(20)}$ [mg/min]を除いたものとして与えられる。これは、処理対象水に送り込まれた酸素の総質量に占める処理対象水が吸収した酸素の質量の割合である。酸素移動効率 E_A [%]が大きいほど液相に送り込まれた酸素のうちの多くを溶解させていることを示す。

$$E_A = \frac{N_{(20)}}{M_{O_2}} \quad (4.2)$$

ここで、単位時間に処理対象水に送り込まれた酸素の総質量 M_{O_2} [mg/min]は、空気比重量を γ (=1198[mg/L])⁴⁾(20[°C], 1[atm], 湿度 60[%]), 空気中の酸素含有重量を O_{O_2} (=0.231[mg(O₂)/mg(air)])⁵⁾として、次式で与えられる。

$$M_{O_2} = \gamma \times O_{O_2} \times Q_g \quad (4.3)$$

4.3 実験結果と考察

h型気体溶解装置の性能や曝気効率について、前述の各種パラメータに着目して室内実験の結果を示し、これらについて考察する。実験の結果は付録IVの表-IV.1に総括しているが、実験条件が多いため、ここでは各種パラメータにおけるグラフの一例を示しながら傾向を述べる。これらの傾向は他の条件においても同様に認められている。

4.3.1 処理流量: Q_w [L/min]

図-4.1は、処理流量 Q_w と諸量の関係を表した図であり、(a)は空気流量 Q_g による変化、(b)は曝気深度 H_A による変化の一例を示している。図より、処理流量 Q_w は水平管高さ H_U が低く、曝気深度 H_A が深いほど大きいことがわかる。また、空気流量 $Q_g=10\sim 20$ [L/min]の範囲では Q_g の増加と共に増大するが、 $Q_g=20\sim 40$ [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。その傾向には管内を流れる気液二相流の流動状態が関与していると思われる。

柘植・海野⁶⁾によると、常圧下での標準型気泡塔内の気液二相流の流動状態は、図-4.2に示すように塔径が10[cm]以下の場合には、空気流量が増加しても、ほぼ均一な径の気泡が合体や分裂をおこさず、ほぼ一様に分布して塔内を上昇する均一気泡流動域から塔径程度の大きさの気泡(スラグ)が塔内を上昇するスラグ流動域に変化する。そして、塔径が15[cm]以上の場合には、均一気泡流動域から空気流量の増加とともに気泡の合体や分裂が頻繁に起こり、その結果生成する大気泡が塔中心部を上昇し、塔径規模の循環流が生成する不均一気泡流動域へと変化するとしている。なお、原著では

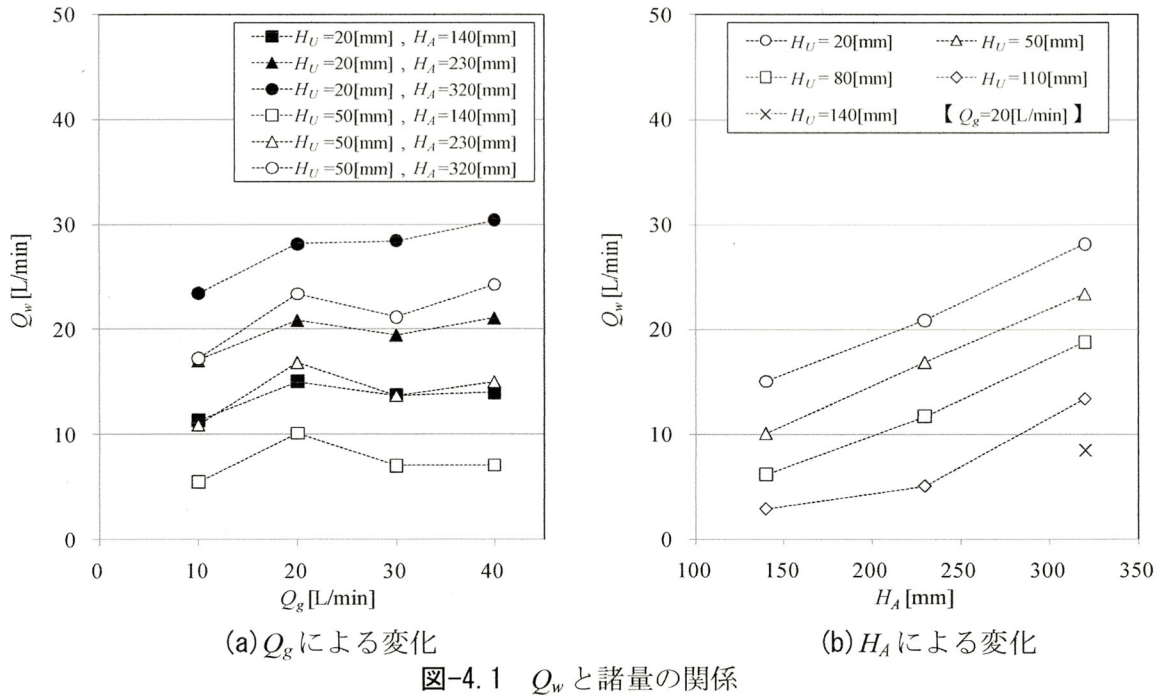


図-4.1 Q_w と諸量の関係

気泡の「合一・分裂」と表記しているがここでは表現を少し変えている。また、図に示すように均一気泡流動域からスラグ流動域および不均一気泡流動域に変化する途中の流動状態を遷移流動としている。つまり、気泡の流動状態は塔径、すなわち管内径 D と空気流量 Q_g によって決まる。そこで、本実験と照合して検討する。本実験では管内径 $D=5$ [cm] であるから、図-4.2 によると管内の気液二相流の流動状態は、空気流量 Q_g の増加とともに均一気泡流動、遷移流動、スラグ流動へと変化する。図-4.2 のガス空塔速度 U_G はホットワイヤーを用いて計測しているが、本実験では空気流量 $Q_g=10, 20, 30, 40$ [L/min] の場合のそれぞれの流動状態を、管内のエアストーンから水面までの間において目視によって判別した。その結果、 $Q_g=10\sim 20$ [L/min] では均一気泡流動、 $Q_g=20\sim 40$ [L/min] では遷移流動であることが確認された。遷移流動では、小気泡群に交じってスラグほどではないが大きな気泡が時折上昇する様子が確認された。この結果および図-4.1 より、処理流量 Q_w は、流動状態が均一気泡流動の範囲 ($Q_g=10\sim 20$ [L/min]) では空気流量 Q_g の増加と共に増大するが、遷移流動の範囲 ($Q_g=20\sim 40$ [L/min]) では空気流量 Q_g が増加しても増大しないことが確認される。すなわち、処理流量 Q_w は管内の気液二相流の流動状態に影響されると考えられる。

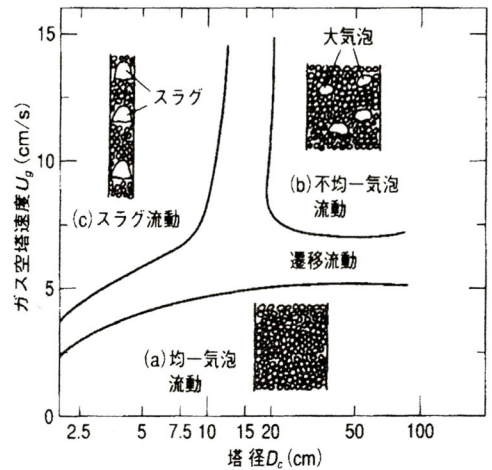
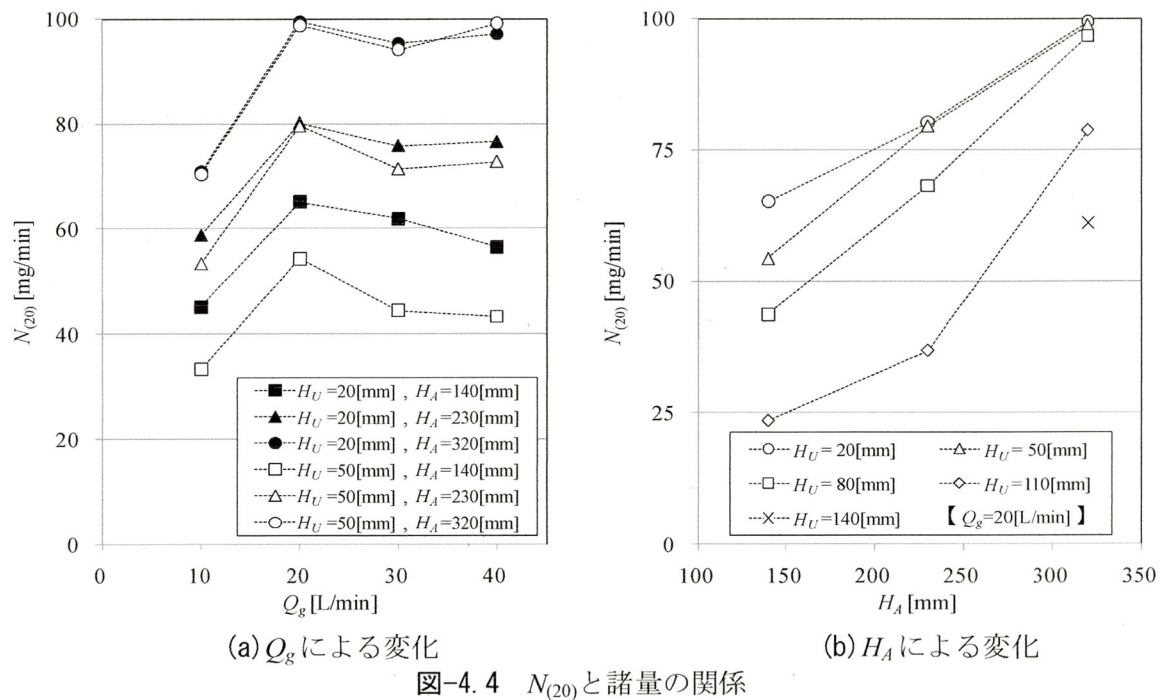
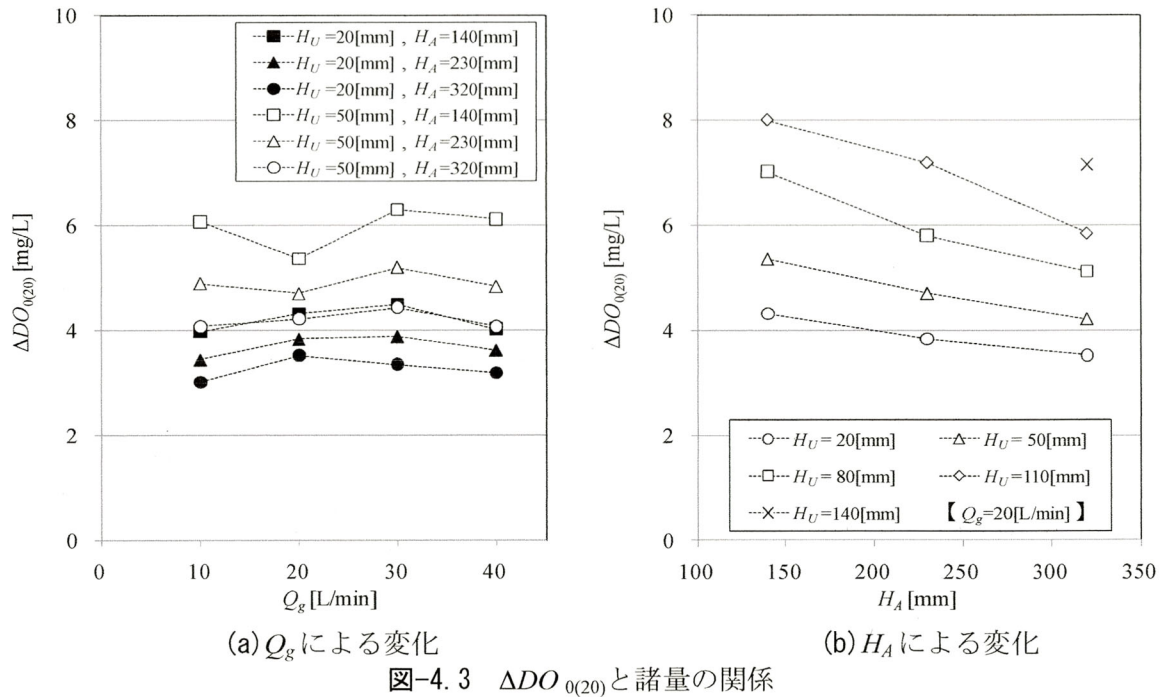


図-4.2 標準型気泡塔内の流動状態⁶⁾

4.3.2 DO 濃度増加量：換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ [mg/L]

図-4.3 は、換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ と諸量の関係を表した図であり、(a) は空気流量 Q_g による変化、(b) は曝気深度 H_A による変化の一例を示している。図より、換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ 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 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ に与える影響は小さいことがわかる。また、換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ は水平管高さ H_U が高く、曝気深度 H_A が浅いほど大きいことがわかる。すなわち、処理流量 Q_w が小さいほど換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ 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⁷⁾が高まるためと考えられる。ここで、前述のように排液とは気泡集合体の液膜の部分に存在する水が重力により液膜に沿って下方に流れ落ちることである。

4.3.3 酸素移動速度： $N_{(20)}$ [mg/min]

図-4.4は、酸素移動速度 $N_{(20)}$ と諸量の関係を表した図であり、(a)は空気流量 Q_g による変化、(b)は曝気深度 H_A による変化の一例を示している。図より、酸素移動速度 $N_{(20)}$ は水平管高さ H_U が低く、曝気深度 H_A が深いほど大きいことがわかる。また、酸素移動速度 $N_{(20)}$ は空気流量 $Q_g=10\sim 20$ [L/min]の範囲では Q_g の増加と共に増大するが、 $Q_g=20\sim 40$ [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。これは図-4.1(a)で示した処理流量 Q_w の傾向と同様である。式(3.20)に示すとおり、酸素移動速度 $N_{(20)}$ は換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ と処理流量 Q_w の積であることから、酸素移動速度 $N_{(20)}$ は処理流量 Q_w の影響をより強く受けており、換算 ΔDO による影響は小さいといえる。

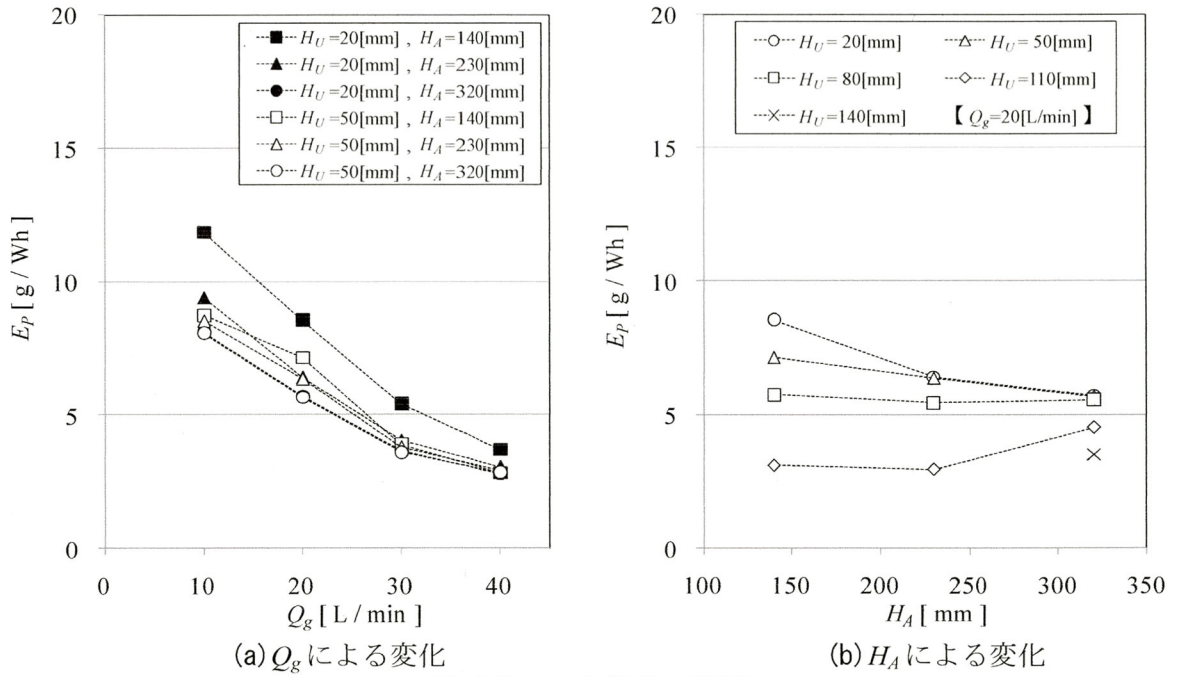


図-4.5 E_p と諸量の関係

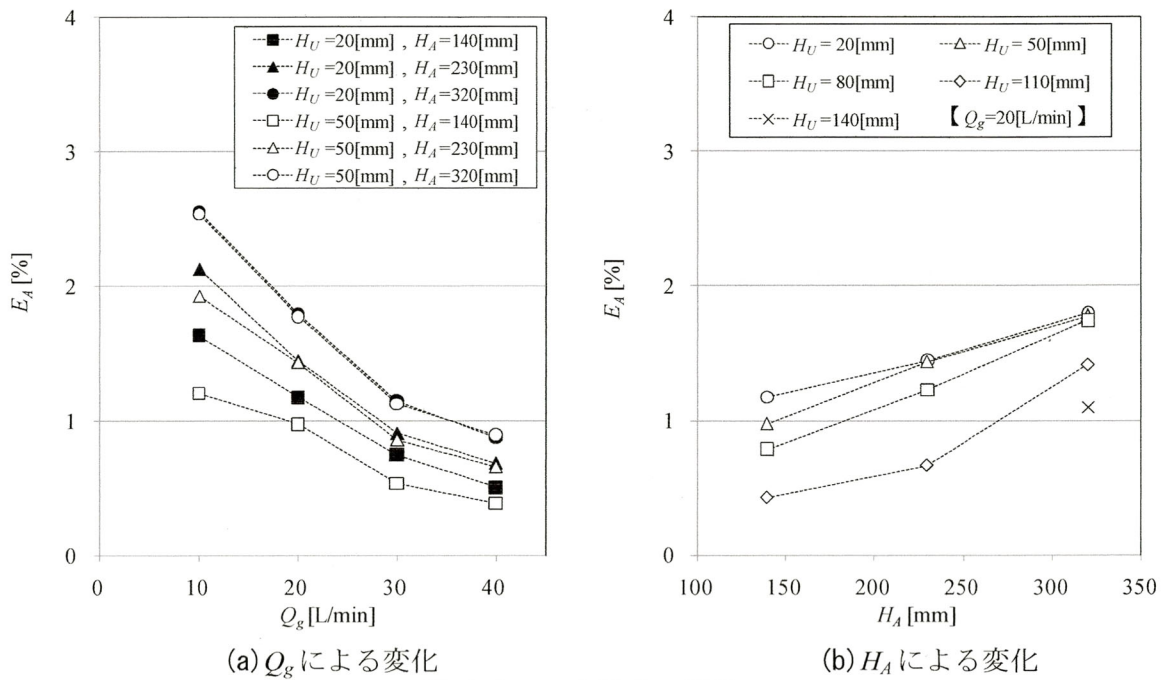


図-4.6 E_A と諸量の関係

4.3.4 曝気効率: E_p [g/Wh], E_A [%]

図-4.5 および図-4.6 は、酸素移動動力効率 E_p および酸素移動効率 E_A と諸量の関係を表した図であり、(a)は空気流量 Q_g による変化、(b)は曝気深度 H_A による変化の一例を示している。図より、酸素移動動力効率 E_p は、空気流量 Q_g が少なく、水平管高さ H_U が低いほど大きいことがわかる。また、曝気深度 H_A による差異は顕著ではない。

次に、酸素移動効率 E_A は、空気流量 Q_g が少なく、水平管高さ H_U が低く、曝気深度 H_A が深いほど大きいことがわかる。

以上, h型気体溶解装置の室内実験の結果を述べ, 考察を行った. 表-4.2に各パラメータの最適条件をまとめた. 表より, 酸素移動速度 $N_{(20)}$ と曝気効率 E_A は水平管高さ H_U が低く, 曝気深度 H_A が深いほど大きくなることがわかる. また, 空気流量 Q_g については, 酸素移動速度では20[L/min], 曝気効率では少ないほど大きくなることがわかる.

表-4.2 各パラメータの最適条件

	① 換算 ΔDO $\Delta DO_{0(20)}$ [mg/L]	② 処理流量 Q_w [L/min]	①×② 酸素移動速度 $N_{(20)}$ [mg/min]	曝 気 効 率	
				酸素移動 動力効率 E_P [g/Wh]	酸素移動 効率 E_A [%]
水平管高さ : H_U [mm]	高い	低い	低い	低い	低い
曝 気 深 度 : H_A [mm]	浅い	深い	深い	---	深い
空 気 流 量 : Q_g [L/min]	---	20 [L/min]	20 [L/min]	少ない	少ない

4.4 既往の散気装置と h型気体溶解装置の曝気効率の比較

前節で h型気体溶解装置の曝気効率を測定したが, 本節ではこれを用いて既往の散気装置と h型気体溶解装置の曝気効率を比較する. 既往の散気装置の曝気効率の参考資料として, 東京都下水道局の技術調査年報⁸⁾を参照する. 同局の調査ではメーカー名は公表していないものの, 7社のメーカーの散気装置について 図-4.7 に示す円筒形実験水槽を用いて処理水混合型実験を行い, 総括酸素移動容量係数 $K_L a$ を測定し, これを用いて酸素移動動力効率 E_P [g/Wh]および酸素移動効率 E_A [%]を算出している. 実験に用いた散気装置の種類と実験条件は表-4.2 に示すとおりである. 散気装置の材質はメンブレンとセラミックの2種類であり, メンブレンの場合には平板型と円筒型の2種類を用いている(写真-2.1 参照).

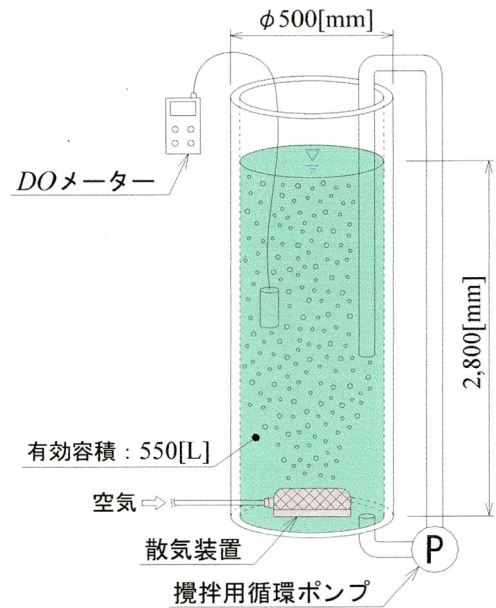
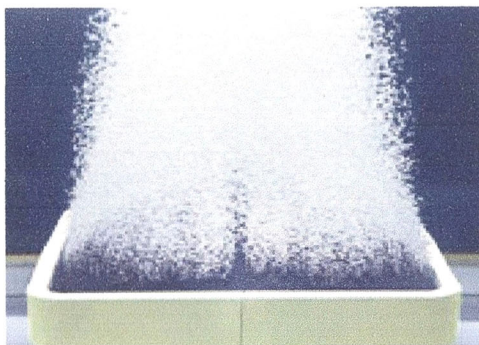
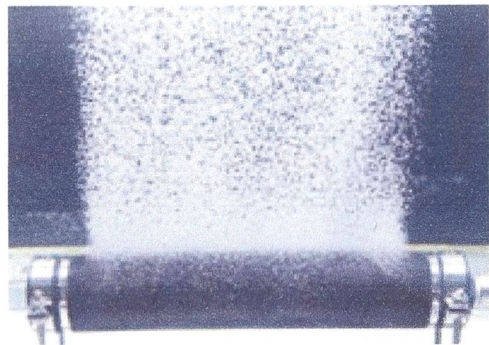


図-4.7 円筒形実験水槽



(a) 平板型



(b) 円筒型

写真-2.1 散気装置(メンブレン式)(再掲)

表-4.3 散気装置の種類と実験条件⁸⁾

メーカー名	散気装置の形式	散気装置の材質	公称孔径 [μm]	発泡部面積 [cm^2]	空気流量 [L/min]		
					最小値	設計値	最大値
A	平板	メンブレン (特殊ポリウレタン)	200 と 1000	500	13.5	27.0	40.0
B		メンブレン (特殊ポリウレタン)		500	10.0	30.0	100.0
C		メンブレン (EPDM)		500	38.2	71.7	95.6
D	円筒	メンブレン (EPDM)		500	22.0	42.0	62.0
E		メンブレン (特殊ポリウレタン)		500	20.0	45.0	100.0
F		メンブレン (EPDM)		500	12.0	36.0	60.0
G	平板	セラミック	260	224	10.0	30.0	60.0

※ EPDM : エチレン・プロピレンゴムにブチル等の第3の物質を化合させたもの。

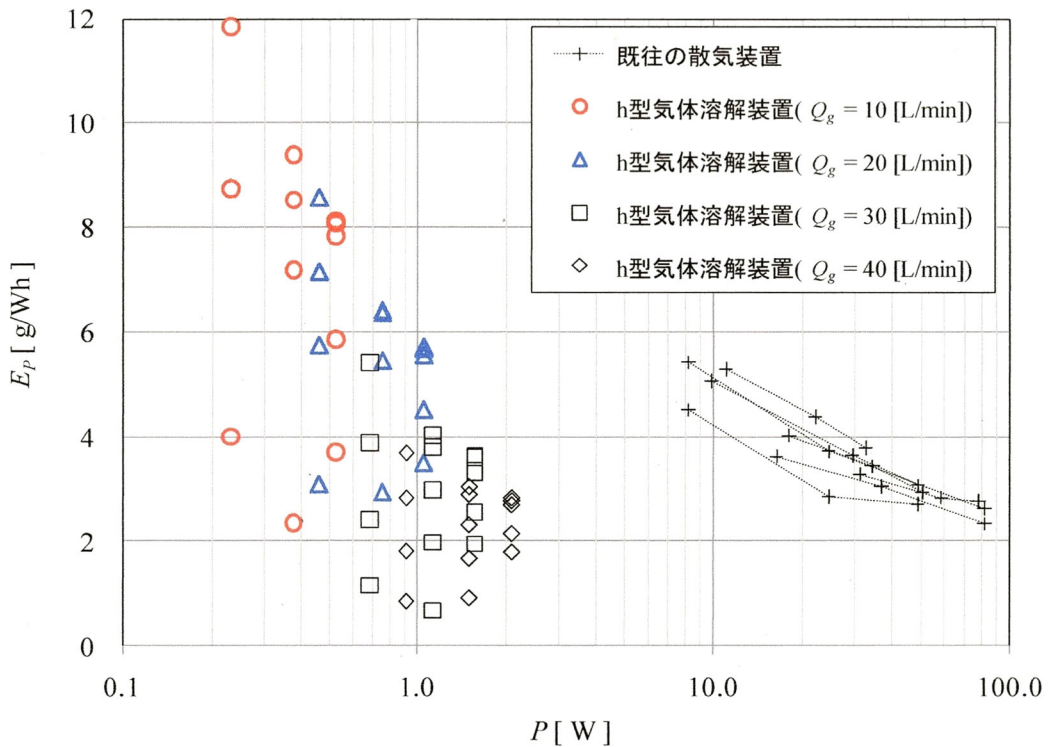


図-4.8 既往の散気装置と h型気体溶解装置の E_p と稼働エネルギー P の比較

図-4.8 は、既往の散気装置と h 型気体溶解装置の酸素移動動力効率 E_p [g/Wh]と稼働エネルギー P [W]を比較したグラフである。図より、h 型気体溶解装置では小さな稼働エネルギー P [W]の範囲で、酸素移動動力効率 E_p [g/Wh]は、特に空気流量 $Q_g=10\sim 20$ [L/min]の範囲で既往の散気装置と同等以上の数値を示している。そして、既往の散気装置では大きな稼働エネルギー P [W]に対して、酸素移動動力効率 E_p [g/Wh]は高いとは言えない。これは、既往の散気装置は水槽の底部から曝気するため稼働エネルギー P [W]が大きい、h 型気体溶解装置の場合は曝気水深が浅いことから稼働エネルギー P [W]が小さいためである。

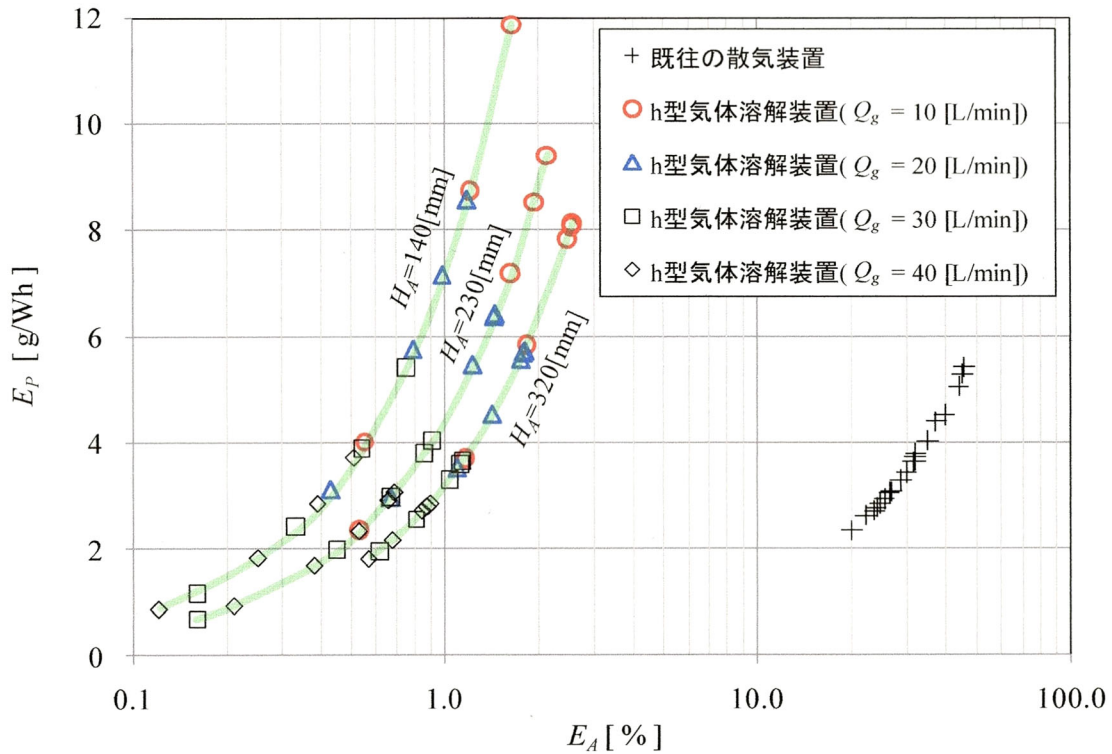


図-4.8 既往の散気装置と h 型気体溶解装置の曝気効率の比較

図-4.9 は、既往の散気装置と h 型気体溶解装置とで酸素移動動力効率 E_p [g/Wh]と酸素移動効率 E_A [%]の関係と比較したグラフである。図より、h 型気体溶解装置の酸素移動速度 E_A [%]は既往の散気装置に比べて小さい。これは、既往の散気装置では水槽の底部から曝気するため気液接触時間が長いですが、h 型気体溶解装置の場合は曝気水深が浅いことから気液接触時間が短いためと考えられる。酸素移動動力効率 E_p [g/Wh]については図-4.8 と同様に、既往の散気装置と比べて h 型気体溶解装置は特に空気流量 $Q_g=10\sim 20$ [L/min]の範囲で同等以上の数値を示している。

一方、酸素移動速度 E_A [%]では h 型気体溶解装置の方が小さい。すなわち処理対象水に送り込んだ酸素の質量のうち、処理対象水に溶解する割合が小さい。したがって、h 型気体溶解装置では高価な純酸素ではなく空気を用いるべきである。

4.5 まとめ

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述べ、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なものである。

1. 換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ と処理流量 Q_w の積で定義される酸素移動速度 $N_{(20)}$ と諸量の関係を考察した。
酸素移動速度 $N_{(20)}$ は曝気深度 H_A が深く水平管高さ H_U が低いほど高く、均一気泡流動として最大の処理流量 Q_w を発生させることができる空気流量 $Q_g=20$ [L/min]の場合に最大の値を示すことなどがわかった。
2. 曝気効率について、酸素移動動力効率 E_p と酸素移動効率 E_A の2つのパラメータにより考察した。
酸素移動動力効率 E_p は空気流量 Q_g が少なく、水平管高さ H_U が低い場合に高いことがわかった。また、曝気深度 H_A による差異は顕著ではない。酸素移動効率 E_A は、空気流量 Q_g が少なく、水平

管高さ H_U が低く，曝気深度 H_A が深いほど大きいことがわかった。

3. 曝気効率について既往の散気装置と比較した。その結果，h型気体溶解装置は酸素移動効率 E_A では既往の散気装置に比べて劣るが，酸素移動動力効率 E_p では特に空気流量 $Q_g=10\sim 20$ [L/min]の範囲で既往の散気装置と同等以上の数値を示すことがわかった。

(参考文献)

- 1) 大木協，馬駿，羽田野袈裟義，朝位孝二，中野陽一，藤里哲彦，福本裕輝，原田利男：管内曝気による液膜方式の気体溶解装置のDO改善性能に関する実験的検討，土木学会論文集B，Vol.66，No.3，pp.235-247，2010。
- 2) 大木協，羽田野袈裟義，馬駿，朝位孝二，中野陽一，藤里哲彦，福本裕輝，原田利男：管内曝気によるDO改善の試み，河川技術論文集，第16巻，pp.323-328，2010。
- 3) 井出哲夫：水処理工学(理論と応用)，pp.247-249，技報堂出版，1990。
- 4) (社)日本物理学会：物理データ事典，pp.120-121，朝倉書店，2006。
- 5) Douglas Maxwell，Glenn D，今井淑夫(訳)：化学大百科，p.294，朝倉書店，1997。
- 6) 柘植秀樹，海野肇：『泡』技術，工業調査会，pp.81-82，2004。
- 7) 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。
- 8) 本間誠二：散気装置の効率化に関する調査，東京都下水道局技術調査年報，pp.135-145，2002。

第5章 現地への適用

実際に現地でh型気体溶解装置を用いてDO改善処理を行う場合に必要な時間および電力を試算する¹⁾。また、本装置では吸入ホースを經由して底層の貧酸素水を揚水するが、その過程で吸入ホースの摩擦損失により処理流量が減少することが考えられる。そこで、摩擦損失を考慮した処理流量の計算を行う。ここでは現地の例として山口県宇部市の小野湖(厚東川ダム貯水池)を取り上げる。小野湖は山口県宇部・山陽小野田両市の上水・工業用水および灌漑用水などを確保するために厚東川の一部をダム湖として湛水して造られた貯水池である。

5.1 処理時間，稼働電力，電力量の計算

5.1.1 計算条件

松本は、1998年7月から翌年2月まで毎月1回、図-5.1に示す湖内の8地点で電気伝導度、水温、濁度、DO濃度を水面下0.1[m]、0.3[m]、0.5[m]、1.0[m]、以降1.0[m]毎に測定を行い、各項目について縦断面分布図を作成している²⁾。この調査結果より、湖の横断面が不明であるため簡略化しているものの、夏季(1998年7月16日)の小野湖底層には図-5.2の概略図に示すような貧酸素水塊(三角錐ABCD)が存在していると想定する。貧酸素水塊が存在しているのはダムサイトからStn.3の間であり、この間の湖の平均幅は220[m]である。想定した貧酸素水塊の水温は $T_f=19.0[^\circ\text{C}]$ 、体積は $V_f=110,000[\text{m}^3]$ 、DO濃度は $DO_{1f}=0.45[\text{mg/L}]$ である。

表-5.1 計算条件

装置諸量	管内径： D [mm]	50
	水平管高さ： H_U [mm]	50
	曝気深度： H_A [mm]	320
	空気流量： Q_g [L/min]	20
	酸素移動速度： $N_{(20)}$ [mg/min]	98.79
貧酸素水塊	稼働電力： p [W/台]	15
	水温： T_f [$^\circ\text{C}$] ($DO_{s(T_f)}=9.01$ [mg/L])	19.0
	体積： V_f [m^3]	110,000
	DO濃度： DO_{1f} [mg/L]	0.45
目標値	酸素利用速度： r_r [mg/L/min]	0
	DO濃度： DO_{2f} [mg/L]	4.00

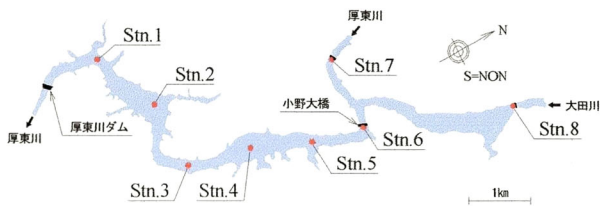


図-5.1 小野湖と調査地点

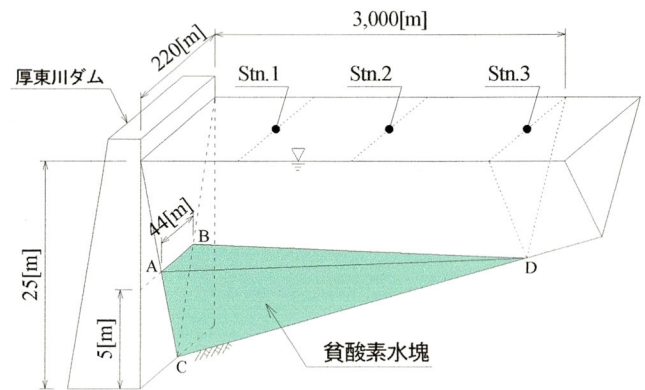


図-5.2 貧酸素水塊の概略図(1998年7月16日)

ここでは、DO改善処理によるDO濃度の目標値を $DO_{2f}=4.0[\text{mg/L}]$ とする。ただし、貧酸素水塊内の酸素消費物質などによる酸素利用速度 $r_r[\text{mg/L/min}]$ については計測していないこと、および簡単のためゼロとする。また、湖水の流入・流出の影響も無視する。

h型気体溶解装置の諸元は、第4章で示した実験により酸素移動速度 $N_{(20)}$ が最大値を示す水平管高さ $H_U=20[\text{mm}]$ 、曝気深度 $H_A=320[\text{mm}]$ 、空気流量 $Q_g=20[\text{L/min}]$ が性能で有利であるが、風波の影響を考慮して水平管高さ H_U は $50[\text{mm}]$ とした。同実験によると、この条件での酸素移動速度 $N_{(20)}$ は $98.79[\text{mg/min}]$ であった。また、中野らの現地実験での計測³⁾によると、本装置1台を稼働させるのに必要な電力は $15[\text{W}]$ であった。以上の計算条件を表-5.1にまとめる。

5.1.2 計算方法

h型気体溶解装置を用いて前述の小野湖における貧酸素水塊のDO濃度を目標のDO濃度(DO_{2f})まで回復させるのに要する時間、電力そして電力量を試算する。計算方法は次のとおりである。

h型気体溶解装置1台で水温 $20[^\circ\text{C}]$ の貧酸素水塊(体積： V_f)を処理する場合の総括酸素移動容量係数 $K_L a_{(20)}$ は前出の式(3.22)で求まる。なお、第4章で述べた実験により、装置1台の酸素移動速度 $N_{(20)}$ は測定済みである。

$$K_L a_{(20)} = \frac{N_{(20)}}{DO_{s(20)} \cdot V_f} \quad (3.22)$$

上式を水温補正式(式(3.3))を用いて次式のように貧酸素水塊の水温 $T_f [^\circ\text{C}]$ に補正する⁴⁾。ここで、 $K_L a_{(T_f)}$ は水温 T_f 、体積 V_f の貧酸素水塊を装置1台で処理する場合の総括酸素移動容量係数である。

$$K_L a_{(T_f)} = K_L a_{(20)} \times \theta^{T_f - 20} \quad (5.1)$$

対象とする貧酸素水塊内に酸素消費物質がない場合、すなわち酸素利用速度 $r_r=0[\text{mg/L/min}]$ のとき、曝気装置の理論式(式(3.1))において、総括酸素移動容量係数 $K_L a$ を一定として $t_1 \sim t_2$ で積分すると、処理に必要な時間 t_T は次式のように表される。ただし、 DO_{1f} と DO_{2f} はそれぞれ時刻 t_1 と t_2 における貧酸素水塊のDO濃度である。なお、水温は貧酸素水塊の水温 $T_f [^\circ\text{C}]$ とする。

$$t_T = \frac{1}{K_L a_{(T_f)}} \ln \left(\frac{DO_{s(T_f)} - DO_{1f}}{DO_{s(T_f)} - DO_{2f}} \right) \quad (5.2)$$

ここで、式(5.2)は、h型気体溶解装置1台で処理した場合の時間であるから、 k 台の装置を用いた場合は上式において $K_L a_{(T_f)} \rightarrow k \cdot K_L a_{(T_f)}$ となり、

$$t_T = \frac{1}{k \cdot K_L a_{(T_f)}} \ln \left(\frac{DO_{s(T_f)} - DO_{1f}}{DO_{s(T_f)} - DO_{2f}} \right) \quad (5.3)$$

次に、処理に必要な稼働電力(動力) P および電力量 W の試算方法を示す。稼働電力(動力) P は、装置の台数 k と表-5.1に示す装置1台の稼働電力 p の積として次式のように表される。

$$P = k \times p \quad (5.4)$$

また、処理に必要な電力量 W は、稼働電力 P (式(5.4))と処理時間 t_T の積であり、次式のように表される。

$$W = P \times t_T = k \times p \times t_T \quad (5.5)$$

以上、処理に必要な時間 t_T 、電力 P 、電力量 W を算出する式として式(5.3)、(5.4)、(5.5)を示した。

表-5.2 計算結果

計算条件		計算結果		
装置台数 k [台]	$K_L a(t_T)$ [1/day]	処理時間 t_T [day]	稼働電力 P [kW]	電力量 W [kWh]
20	0.0029	186.7	0.3	1345
40	0.0057	93.4	0.6	1345
60	0.0086	62.3	0.9	1345
80	0.0115	46.7	1.2	1345
100	0.0143	37.4	1.5	1345
120	0.0172	31.1	1.8	1345
140	0.0201	26.7	2.1	1345
160	0.0229	23.3	2.4	1345
180	0.0258	20.8	2.7	1345
200	0.0287	18.7	3.0	1345
220	0.0316	17.0	3.3	1345
240	0.0344	15.6	3.6	1345

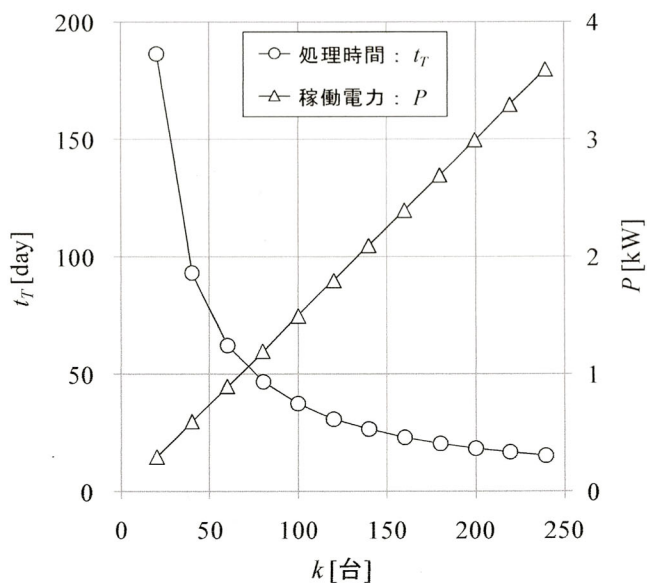


図-5.3 装置台数 k と t_T および P の関係

5.1.3 計算結果

表-5.2 は計算結果であり、これをグラフに表したのが図-5.3 である。これらの図表より、装置 50 台では処理時間 $t_T=75$ [日間]、稼働電力 $P=0.75$ [kW]、装置 100 台では処理時間 $t_T=37$ [日間]、稼働電力 $P=1.5$ [kW]となっている。なお、表-5.2 より、電力量 W はすべての条件で、1,345[kWh] で一定となる。

上述のように、装置 100 台の場合の稼働電力は $P=1.5$ [kW]と試算されているが、これは家電製品に例えると、電子レンジ、掃除機、アイロンなどを使用する場合の稼働電力とほぼ同等である。また、中国電力株式会社によると、2010 年 12 月現在の電力量の単価は、契約種別が低圧季節別時間帯別電力(3[kW]超過)の場合、基本料金は 1,060[円/月]、単価は 17[円/kWh]である⁵⁾。これを用いると、電力量 $W=1,345$ [kWh]の料金は 2 ヶ月間の連続運転を想定すると、 2 [ヶ月]×1,060[円/月] + 1,345[kWh]×17[円/kWh] ≒ 25,000[円]となる。

5.2 まとめ

以上、現地への適用に向けての試算を行った。実在のダム湖の貧酸素水塊を例に取り上げ、DO 改善目標値に達するまでに要する時間、稼働電力、電力量を装置台数毎に試算した。その結果は以下のとおりである。

h型気体溶解装置を用いて DO 濃度 0.45[mg/L]の貧酸素水塊(体積: $V_f=110,000$ [m³], 水温: $T_f=19.0$ [°C], 酸素利用速度: $r_r=0$ [mg/L/min])を DO 濃度 4.0[mg/L]まで回復するのに、装置 50 台では処理時間は 75[日間]、稼働電力は 0.75[kW]、装置 100 台では処理時間は 37[日間]、稼働電力は 1.5[kW]と見積もられた。なお、電力量はすべての条件で一定で 1,345[kWh]となり、この電力量に対する電気料金は約 25,000 円となる。

(参考文献)

- 1) 大木協, 羽田野袈裟義, 馬駿, 朝位孝二, 中野陽一, 藤里哲彦, 福本裕輝, 原田利男: 管内曝気による *DO* 改善の試み, 河川技術論文集, 第16巻, pp.323-328, 2010.
- 2) 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, 2004.3.25.
- 3) 宇部工業高等専門学校 中野陽一: 私信
- 4) 井出哲夫: 水処理工学(理論と応用), pp.247-249, 技報堂出版, 1990.
- 5) 中国電力株式会社の HP : <http://www.energia.co.jp/>

第6章 結論

水域の水質問題、特に貧酸素化問題の改善策として、これまでに様々な気体溶解装置が開発されてきた。本研究では、気体溶解装置の酸素溶解能力を従来の測定方法に比べて簡単に短時間に測定することができる方法を提案し、この妥当性を検証した。そして、この測定方法を用いて当研究室で研究開発中のh型気体溶解装置の酸素溶解能力を計測した。また、本装置を現地に適用した場合の試算を行った。本研究で得られた知見を各章毎に以下に記す。

第1章では、水質問題の現状と課題を述べた。まず、水域の富栄養化と貧酸素化の発生する仕組みについて概説し、これらが引き起こす諸問題について述べた。そして、既往の主要な水質改善技術として、浚渫によるヘドロ除去、底質の覆砂、植生浄化、曝気を挙げ、それらの特徴と課題を述べた。

第2章では、第1章で述べた既往の種々の水質改善技術のうち、本研究の課題と直結する曝気に注目し、既往の装置の処理方式の違いによる分類を行った。ここではまず、気体溶解装置を“一過性気体溶解装置”と“非一過性気体溶解装置”に分類した。前者は、処理前後の水を分離することができる方式であり、例えば、処理対象水を装置内に取り込んで酸素溶解処理を行い、処理水を装置外に排出する方式などである。後者は、処理前後の水を分離しない方式であり、例えば、処理対象水域に気泡を放出する方式などである。さらに、前者の“一過性気体溶解装置”を、加圧タンクや水圧を利用して加圧状態で酸素溶解処理する“加圧型一過性気体溶解装置”と、大気圧下で酸素溶解処理する“常圧型一過性気体溶解装置”に細分した。

次に、それぞれの分類の具体的な例を挙げて解説した。“加圧型一過性気体溶解装置”の例として『加圧タンクを用いた方式』と『加圧型深層曝気方式』、“常圧型一過性気体溶解装置”の例として『常型深層曝気方式』、“非一過性気体溶解装置”の例として『マイクロバブルを水平噴射する方式』、『全層曝気循環方式』、『間欠式空気揚水筒』を示した。これらの装置には、装置の主要部分が水中にあるため維持管理が困難、加圧タンクを加圧したりガスを底層付近まで圧送するために多くの稼働エネルギーが必要、といった問題点がほぼ共通して存在している。酸素溶解効率についてもさらに改善の余地があるように思われる。

次いで、当研究室で研究開発中のh型気体溶解装置の概要を説明した。この装置の特徴として、水面付近に気泡集合体を発生させることにより気体溶解を効率的に行うこと、および管内水面下の浅い位置で気泡を発生させて下方の水を少量の稼働動力で処理できること、可撓性ホースをパイプに接続することにより、高い自由度でDO濃度の低い水域を集中的に水質改善できること、装置の主要部分が水面上にあるため維持管理が容易であること、水域の水の循環を伴わないため躍層を破壊しないこと、管内曝気の隔離効果のため、曝気によってDO濃度が上昇した水を再度曝気するような無駄を避けることができることなどを述べた。

第3章では、h型気体溶解装置の酸素溶解能力や特性を調査するに先立ち、酸素溶解能力を表す指標として従来から用いられている酸素移動速度 $N_{(20)}$ の新しい測定方法を提案した。これは、一過性気体溶解装置に対して処理前後の水を分離する方式の実験を行い、水温、処理前後のDO濃度、処理流量を測定する。そして、これらの計測結果から、酸素移動速度 $N_{(20)}$ は水温 $20[^\circ\text{C}]$ に補正された換算 ΔDO と処理流量 Q_w の積で表される。ここで、換算 ΔDO とは、処理前後のDO濃度増加性能を表すポテンシャルとして著者らが提案したパラメータであり、気体溶解装置によって仮に初期DO濃度がゼロ

の水を処理した場合に得られると想定される DO 濃度増分である。なお、検証実験により新提案の測定方法の妥当性を確認した。また、この測定方法の計算過程で導出した換算 ΔDO とその水温補正式は著者らが新しく提案したパラメータであり、このそれぞれについても実験により妥当性を確認した。

第4章では、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述べ、その性状に関する検討を行なった。酸素移動速度 $N_{(20)}$ は曝気深度 H_A が深く水平管高さ H_U が低いほど高く、均一気泡流動として最大の処理流量 Q_w を発生させることができる空気流量 $Q_g=20[\text{L}/\text{min}]$ の場合に最大の値を示すことなどがわかった。また、曝気効率を表すパラメータとして酸素移動動力効率 E_p と酸素移動効率 E_A について述べた。まず、酸素移動動力効率 E_p は空気流量 Q_g が少なく、水平管高さ H_U が低い場合に高いことがわかった。曝気深度 H_A による差異は顕著ではない。次に、酸素移動効率 E_A は、空気流量 Q_g が少なく、水平管高さ H_U が低く、曝気深度 H_A が深いほど大きいことがわかった。次いで、曝気効率について既往の散気装置と比較した。その結果、h型気体溶解装置の酸素移動効率 E_A は既往の散気装置に比べて小さいが、酸素移動動力効率 E_p は特に空気流量 $Q_g=10\sim 20[\text{L}/\text{min}]$ の範囲で既往の散気装置と同等以上の数値を示すことがわかった。

第5章では、実在のダム湖として小野湖(宇部市)の貧酸素水塊(体積： $V_f=110,000[\text{m}^3]$ 、水温： $T_f=19.0[^\circ\text{C}]$ 、酸素利用速度： $r_r=0[\text{mg}/\text{L}/\text{min}]$ 、 DO 濃度： $DO=0.45[\text{mg}/\text{L}]$)を例に取り上げ、 DO 改善目標値($DO=4.0[\text{mg}/\text{L}]$)に達するまでに要する時間、稼働電力、電力量を装置台数毎に試算した。その結果、装置50台では処理時間は75[日間]、稼働電力は0.75[kW]、装置100台では処理時間は37[日間]、稼働電力は1.5[kW]と見積もられた。なお、電力量はすべての条件で一定で1,345[kWh]となり、この電力量に対する電気料金は約25,000円となる。

付録 I h型気体溶解装置の脱気性能に関する実験的検討¹⁾²⁾

I.1 研究の目的

貧酸素水塊には硫化水素や炭酸ガスが大量に溶存しており、大気圧下の各気体成分の飽和溶存濃度に比べて過飽和の状態になっていることが考えられる。従来の気体溶解装置の多くはこのような処理対象水に対して一方的に酸素ガスを溶解させようとするものである。一方、著者らが研究開発中のh型気体溶解装置では処理対象水を気泡液膜の構成要素に変換して常圧下で大気に晒すため、大気圧下の気液平衡状態に対して処理対象水に過飽和に溶存しているガス成分は大気中に放出され、同時に酸素ガスを溶解させることができると考えられる。以降では、水に溶存しているガス成分を大気中に放出することを“脱気”と呼ぶ。気体溶解の分野では従来、脱気についての現象は論じられていない。そこで、本研究では水道水を窒素ガスで十分曝気して過飽和に溶存させることで疑似的に貧酸素水を作り、これをh型気体溶解装置で処理し、処理前後の水中の酸素ガスおよび窒素ガスの溶存濃度を計測することで脱気性能を調査する。

I.2 室内実験と実験条件

室内実験により本装置の脱気性能を調べた。その実験操作の概要と実験方法を以下に述べる。

I.2.1 実験装置と手順

実験は処理水分離実験(第3章第2節2参照)に則って行った。実験に用いた装置は図-I.1である。この装置は前掲図の図-3.4に窒素曝気設備を追加したものである。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[15]で攪拌しながら水温を12[°C]に調節・維持した。
2. 水温を維持しながら貯水槽の水を窒素ガスタンク[13]を用いて窒素曝気し、DO濃度の低下を確認した後、攪拌機を停止した。
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]に越流し始めると同時に散気体[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。

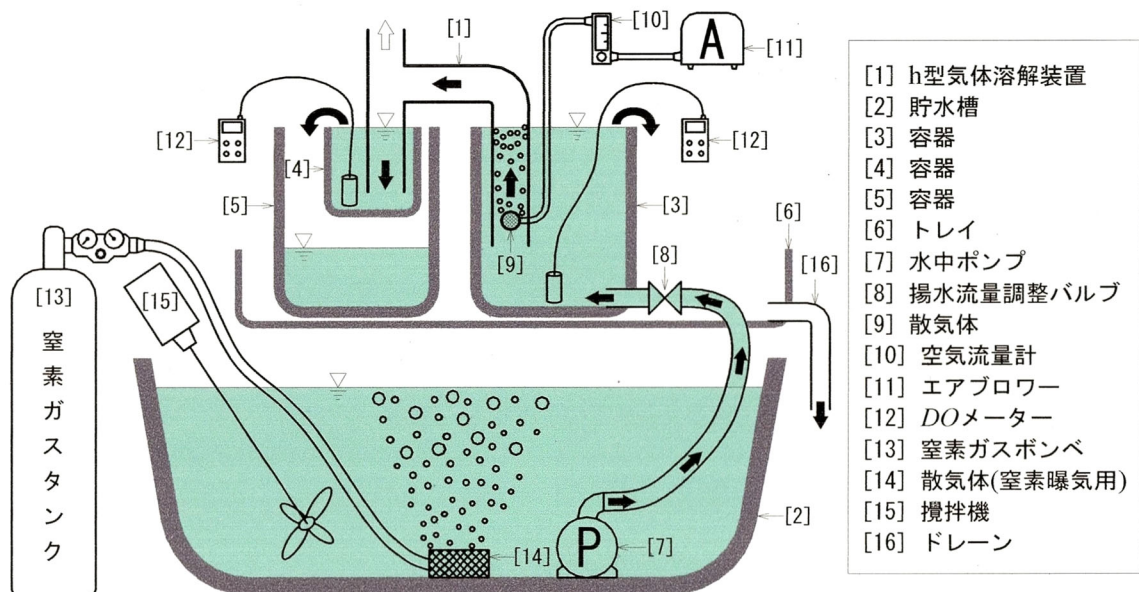


図-I.1 実験装置の模式図

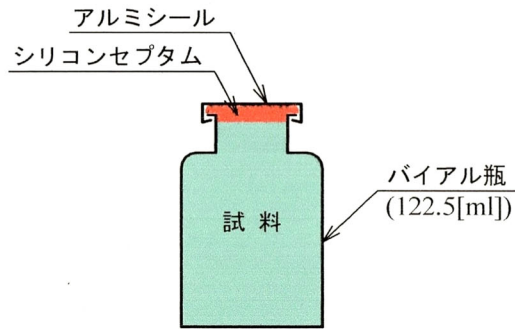


図-I.2 試料を採取して密封したバイアル瓶

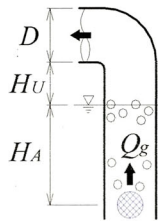


図-3.5 諸量の定義(再掲)

表-I.1 実験条件

水温 : T [°C]	12
管内径 : D [mm]	50
水平管高さ : H_U [mm]	20 , 50
曝気深度 : H_A [mm]	140 , 230 , 320
空気流量 : Q_g [L/min]	10 , 20 , 30 , 40

4. 処理された水が容器[4]から容器[5]に越流し始めてから適当な処理時間で装置を停止して処理を終了した。
5. 処理終了後、容器[3]と容器[4]のそれぞれの水を試料水としてバイアル瓶(容積：122.5[ml])に満水で採取し、図-I.2に示すようにアルミシールとシリコンセプタムを用いて蓋をして密封した。
6. 試料水を採取したバイアル瓶はガスクロマトグラフィー分析を行うまで冷蔵庫で保存した。

I.2.2 実験条件

本実験は装置の諸量を表-I.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。なお、図-3.5(再掲)は装置の諸量の説明図である。

I.3 溶存酸素および溶存窒素濃度の測定方法

本節では、前節で採取したh型気体溶解装置による処理前と処理後の試料水に溶存している酸素および窒素の溶存濃度を測定する。本実験では、DO濃度だけでなく溶存窒素濃度を測定するため、ガスクロマトグラフィー分析を利用して測定する。(ガスクロマトグラフィー分析とは、気相中に存在する気体の成分を解析する機器である)

I.3.1 ガスクロマトグラフィー分析手順³⁾

図-I.3はヘッドスペース法を用いたガスクロマトグラフィー分析による定量分析の過程を表した図である。定量分析には、絶対検量線法、標準添加法、マルチプルヘッドスペース抽出法の3種類があるが、ここでは絶対検量線法を用いた。絶対検量線法は操作が簡単であるが誤差が生じやすいので複数回の分析を行い、その平均値を求める必要がある。このプロセスでは、バイアル瓶内の気相部(ヘッドスペース)における酸素ガスおよび窒素ガスの重量濃度 $D_{g(O_2)}$ [mg/L] および $D_{g(N_2)}$ [mg/L] を測定する。分析の手順は次のとおりである。

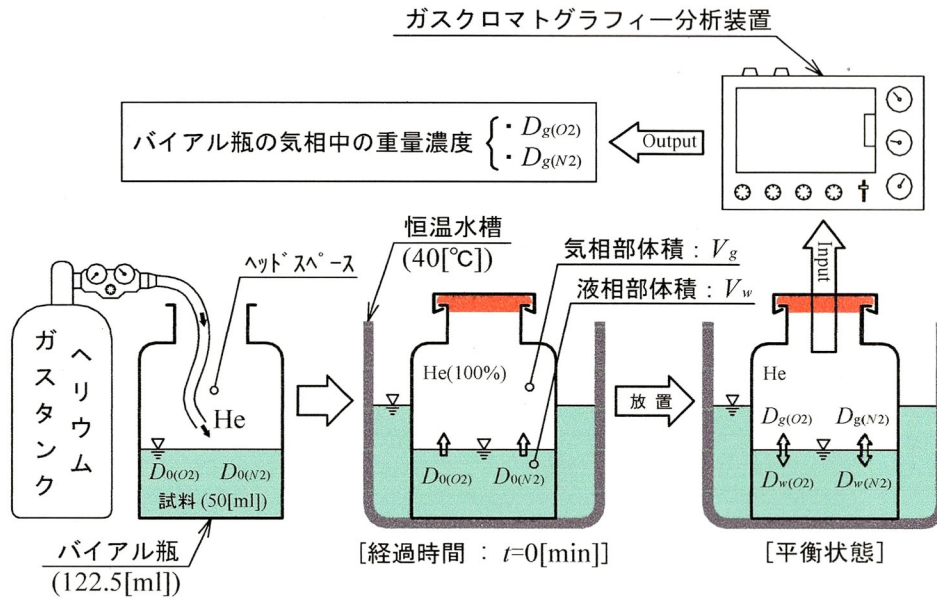


図-I.3 ガスクロマトグラフィー分析過程

1. 分析開始の約 1 時間前に試料水を満水したバイアル瓶を冷蔵庫から取り出し、常温に戻した。
2. このバイアル瓶内の試料水をメスシリンダーを用いて 50[mL]採取し、別の空のバイアル瓶(容積: 122.5[mL])に入れた。
3. バイアル瓶の気相部(ヘッドスペース)の空気を全てヘリウムガスで置換した。このとき、空気流量計を用いてヘリウムガスの流量を確認し、気相部の容積の 5~6 倍の体積のヘリウムガスを気相部に吹き込んだ。
4. 置換終了後、ただちにシリコンセプタムとアルミシールでバイアル瓶に蓋をして密封した。
5. 2~4 の操作によってサンプルを作成する。1 条件につきサンプルを 5 本作成した。
6. サンプルを 40[°C]の恒温水槽に入れ、バイアル瓶内の気相・液相間の気体交換のバランスが平衡状態に達するまで放置した。
7. 酸素および窒素の標準ガス(濃度 100[%])をマイクロシリンジで 0.4[mL]採取してガスクロマトグラフィー分析装置に注入し、それぞれのピーク面積 $A_{s(O_2)}$ および $A_{s(N_2)}$ を記録する。
8. サンプルの気相部(ヘッドスペース)の気体をマイクロシリンジで 0.4[mL] 採取してガスクロマトグラフィー分析装置に注入し、酸素ガスおよび窒素ガスのピーク面積 $A_{(O_2)}$ および $A_{(N_2)}$ を記録した。
9. サンプルの気相部(ヘッドスペース)の酸素および窒素の重量濃度 $D_{g(O_2)}$ [mg/L] および $D_{g(N_2)}$ [mg/L] を、式(I.1(a)), (I.1(b))により計算する。なお、式中の $D_{s(O_2)}$ [mg/L] および $D_{s(N_2)}$ [mg/L] は酸素および窒素の標準ガスの重量濃度である。ここで、同一条件について取った 5 本のサンプルについての値を求め、その平均値を求めた。

$$D_{g(O_2)} = \frac{A_{(O_2)}}{A_{s(O_2)}} D_{s(O_2)} \quad (I.1(a))$$

$$D_{g(N_2)} = \frac{A_{(N_2)}}{A_{s(N_2)}} D_{s(N_2)} \quad (I.1(b))$$

I.3.2 溶存濃度の計算方法⁴⁾⁵⁾

前節のガスクロマトグラフィー分析により、40[°C]の恒温水槽に入れたバイアル瓶(サンプル)内の気相部と液相部の気液交換のバランスが平衡状態に達したときの気相部(ヘッドスペース)の酸素ガスおよび窒素ガスの重量濃度 $D_{g(O_2)}$ [mg/L]および $D_{g(N_2)}$ [mg/L]を測定した。本節ではこれらを用いて図-I.3における経過時間 $t=0$ のときの液相部の酸素ガスおよび窒素ガスの溶存濃度 $D_{0(O_2)}$ [mg/L]および $D_{0(N_2)}$ [mg/L]を算出する。算出手順は次のとおりである。

まず、対象気体の測定時の温度(ここでは、恒温水槽の設定温度 40[°C])に対するヘンリー定数 H [MPa]を求める。ヘンリー定数とは、混合気体中の分圧と溶液に溶けている気体のモル分率比である。資料⁴⁾によるとヘンリー定数 H [MPa]は次式のように与えられている。

$$\ln \frac{H}{H_0} = A \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) + B \ln \frac{T_0}{T} + C \left(\frac{T_0}{T} - 1 \right) \quad (I.2)$$

ここで、 T は対象気体の温度(ここでは恒温水槽の設定温度：40[°C]=313.115[K])、 T_0 [K]は基準温度(=298.15[K])、 H_0 [MPa]は基準温度 $T_0=298.15$ [K]に対するヘンリー定数であり気体の種類によって与えられる係数、そして A 、 B 、 C も同じく気体の種類によって決まる係数である。酸素ガスの場合、 $H_0=4420$ [MPa]、 $A=29.339$ 、 $B=-24.453$ 、 $C=0$ 、窒素ガスの場合、 $H_0=8569$ [MPa]、 $A=28.952$ 、 $B=-24.798$ 、 $C=0$ 、のように与えられている。したがって、本分析条件(恒温水槽の設定温度：40[°C]=313.115[K])における酸素ガスのヘンリー定数は $H_{(O_2)}=53550$ [atm]、窒素ガスのヘンリー定数は $H_{(N_2)}=100202$ [atm]となる。

次に、ヘンリー定数 H を分配係数 K に変換する。分配係数とは気液交換のバランスが平衡状態のときの気相部と液相部の気体の濃度比である。資料⁵⁾によると、ヘンリー定数 H から分配係数 K への変換式として次式が与えられている。

$$K = \frac{1}{H} \cdot \frac{\rho}{M} \cdot RT \quad (I.3)$$

ここで、 ρ は水の密度(=1000×10³[mg/L])、 M は水のモル質量(=18×10³[mg/mol])、 R は気体定数(=0.082[L·atm/mol/K])、 T は対象気体の温度(ここでは恒温水槽の設定温度：40[°C]=313.115[K])である。したがって、本分析条件(恒温水槽の設定温度：40[°C]=313.115[K])における酸素ガスの分配係数は $K_{(O_2)}=0.027$ 、窒素ガスの分配係数は $K_{(N_2)}=0.014$ となる。

また、分配係数の定義から次式が成立する。

$$K = \frac{D_w}{D_g} \quad (I.4)$$

ここで、 D_w [mg/L]は気液交換バランスが平衡状態のときの液相内の対象気体の重量濃度、 D_g は同じく気相内の対象気体の重量濃度(式(1.1))である。

バイアル瓶内の気相・液相間の対象気体の質量の関係より次式が成り立つ(図-I.3参照)。

$$D_0 V_w = D_w V_w + D_g V_g \quad (I.5)$$

ここで、 D_0 [mg/L]は平衡前(経過時間： $t=0$)の液相内の対象気体の重量濃度、 V_w [L]はバイアル瓶内の液相部の容積、 V_g [L]はバイアル瓶内の気相部の容積である。

式(1.4)および式(1.5)より D_w を消去して D_0 について解くと式(1.6)を得る。

$$D_0 = D_g \cdot \left(K + \frac{V_g}{V_w} \right) \quad (I.6)$$

以上、図-I.3における経過時間 $t = 0$ のときの液相部の対象気体の溶存濃度 D_0 [mg/L]を算出する方法を示したが、これはすなわち採取したサンプル(試料水)の溶存酸素濃度および溶存窒素濃度を算出する方法である。

I.4 平衡状態に達するまでの時間測定実験

付録 I 第3節1で述べたガスクロマトグラフィー分析過程において、サンプルのバイアル瓶を恒温水槽に入れてからの瓶内の気相・液相間の気体交換のバランスが平衡状態に達するまでに必要な時間を調べる必要がある。この実験はその時間を調査することを目的としている。

I.4.1 実験方法

実験方法は次のとおりである。

1. 容器に水道水を入れ、 20°C に調整した。
2. 水中のDO濃度が飽和DO濃度になるように空気で十分曝気し、試料水を作成した。
3. メスシリンダーで試料水を50[mL]採取し、空のバイアル瓶(容積:122.5[mL])に入れた。
4. バイアル瓶の気相部(ヘッドスペース)の空気を全てヘリウムガスで置換した。
5. 置換終了後、ただちにシリコンセパタムとアルミシールでバイアル瓶に蓋をして密封した。
6. 付録 I 第3節1および2で示したガスクロマトグラフィー分析手順と溶存濃度の計算方法に従って1~5の操作で作成した試料水の酸素ガスおよび窒素ガスの溶存濃度を測定した。ただし、サンプルの恒温水槽内の放置時間を3~10分間隔で設定し、これらの放置時間に対して溶存濃度を測定した。

I.4.2 実験結果

実験結果を図-I.4に示す。この図は、恒温水槽に入れたサンプルのバイアル瓶内の気液交換のバランスが平衡状態に達するまでの複数時刻での気相部(ヘッドスペース)の酸素ガスと窒素ガスの重量濃度から、液相部の酸素ガスおよび窒素ガスの溶存濃度を疑似時系列グラフとして示したものである。図より、本実験条件、すなわちサンプルのバイアル瓶の気相部の容積 $V_g=72.5$ [mL]、液相部の容積 $V_w=50.0$ [mL]、恒温水槽の水温 40°C における酸素ガスおよび窒素ガスの気体交換のバランスは、恒温水槽での経過時間約60分間で平衡状態に達することが確認できた。

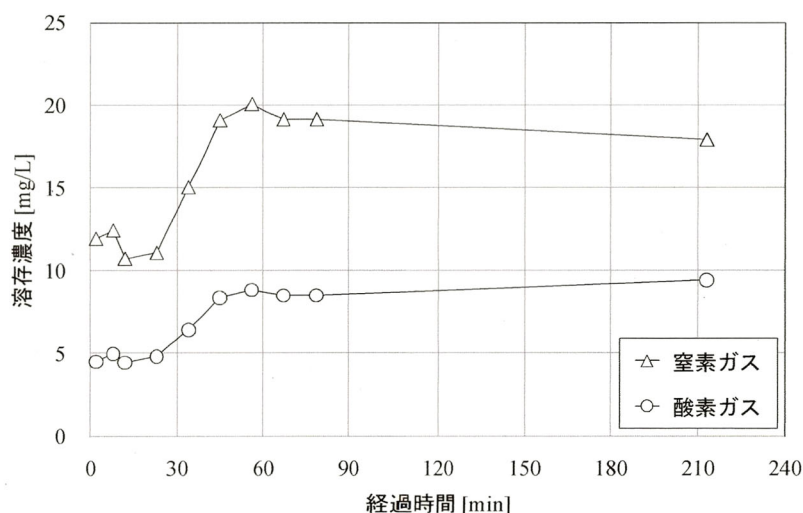


図-I.4 経過時間と気体の溶存濃度の計算値の関係

I.5 実験結果と考察

図-I.5に実験結果を示す。△および▲はh型気体溶解装置による処理前および処理後の溶存窒素濃度，○および●はh型気体溶解装置による処理前および処理後のDO濃度である。鎖線は実験時の水温(12[°C])における飽和溶存窒素濃度，一点鎖線は同じく飽和DO濃度である。水温12[°C]における飽和溶存窒素濃度の値はヘンリー定数の式(5.2)を用いて計算し，その数値は17.80[mg/L]である。飽和DO濃度は数表⁹⁾から10.43[mg/L]と読み取った。

図より，窒素を過飽和に溶存する水に対してh型気体溶解装置で処理すると，過飽和状態であった溶存窒素の濃度は減少し，不飽和状態であった溶存酸素の濃度は増加しており，それぞれの気体の濃度は初期の値から飽和濃度に近づいている。この傾向はほぼ全ての実験条件で認められた。

以上のことから，本実験で使用したh型気体溶解装置には，処理前に水中に過飽和で溶存していた気体を脱気し，不飽和状態であった酸素を溶解させる作用があることがわかる。すなわち，処理対象水の気体溶存状態を，曝気される気体成分とその分圧によって決まる平衡状態にしようとする性質があることがわかった。

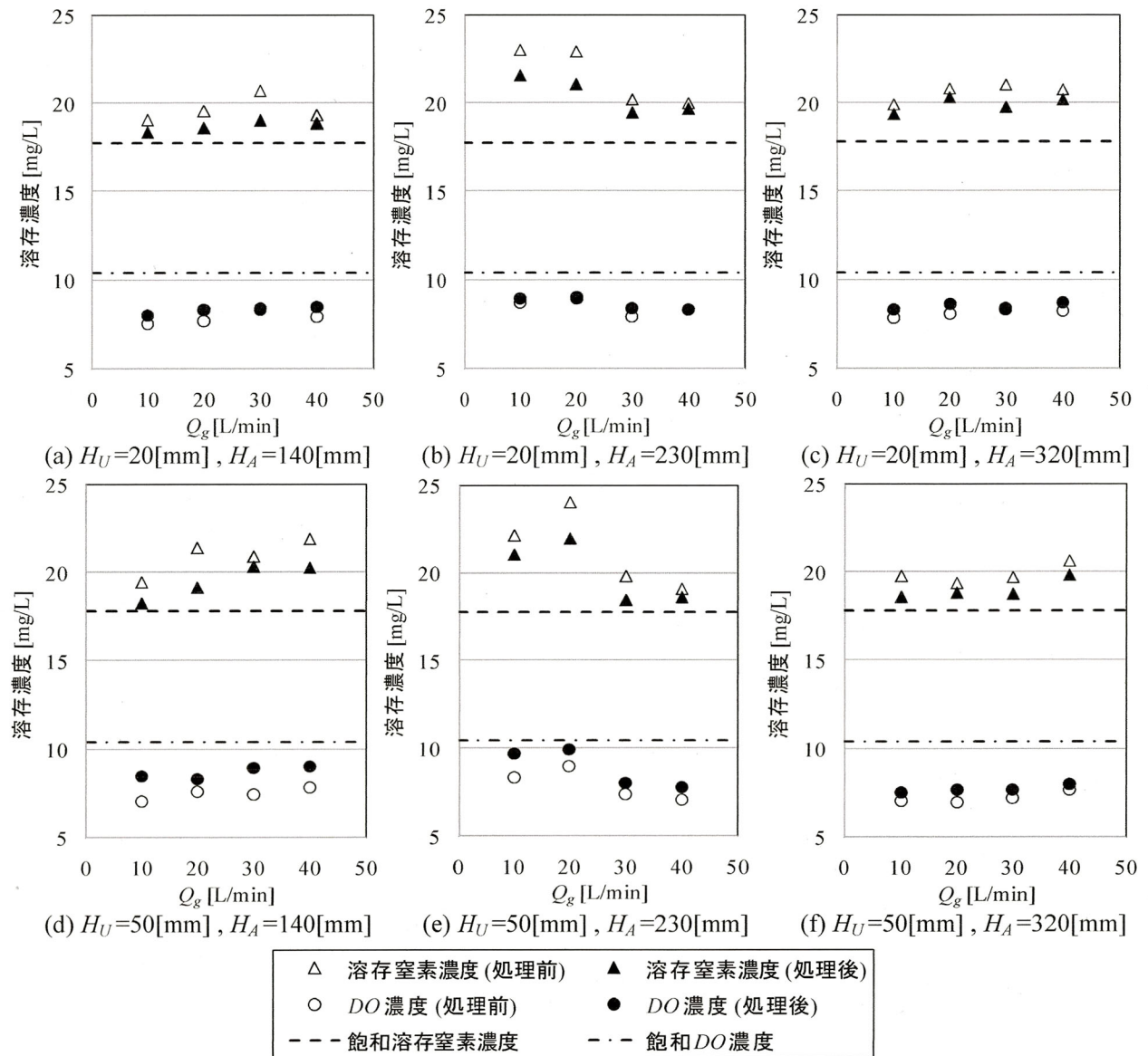


図-I.5 処理前後の酸素ガスおよび窒素ガスの溶存濃度の変化

I.6 まとめ

本研究では、水道水を窒素曝気することで溶存窒素濃度が過飽和かつ DO 濃度が不飽和の水を作成し、これにより硫化水素や炭酸ガスを大量に溶存している貧酸素水塊を疑似的に再現したものとした。そして、この処理対象水を h 型気体溶解装置で酸素溶解処理する場合について、処理前後の酸素ガスおよび窒素ガスの溶存濃度の変化を調べ、処理プロセスで生じている現象を検討した。主要な結果は以下のとおりである。

1. ガスクロマトグラフィー分析過程において、本実験条件、すなわちサンプルのバイアル瓶の気相部の容積 $V_g=72.5[\text{mL}]$ 、液相部の容積 $V_w=50.0[\text{mL}]$ 、恒温水槽の水温 $40[^\circ\text{C}]$ における酸素ガスおよび窒素ガスの気体交換のバランスは、恒温水槽での経過時間約 60 分間で平衡状態に達することが確認できた。
2. h 型気体溶解装置には、処理対象水中に過飽和で溶存している気体を脱気し、不飽和状態の気体を溶解させる作用、すなわち処理対象水の気体溶存状態を曝気される気体成分とその分圧によって決まる平衡状態にしようとする性質があることがわかった。

(参考文献)

- 1) 宮川知也：複数気体を溶存する水の曝気処理，山口大学卒業論文，2009.
- 2) 大木協，羽田野袈裟義，藤里哲彦，中野陽一，原田利男，宮川知也：h 型気体溶解装置による過飽和溶存気体濃度の変化，第 64 回年次学術講演会講演概要集 CD-ROM，2009.
- 3) 保母敏行，古野正浩：ガスクロ自由自在 Q&A 準備・試料導入編，日本分析化学会ガスクロマトグラフィー研究懇談会編，丸善株式会社，pp.93-105，2007.
- 4) 化学工学会：化学工学便覧，pp.80-81，1999.
- 5) 杉光英俊：徳山大学総合経済研究所叢書 13 オゾン，徳山大学総合経済研究所，pp.34-35，1995.
- 6) 例えば，(財)日本規格協会：JIS ハンドブック 53 環境測定 II 水質，p.781，2008.

付録Ⅱ 複数連結されたh型気体溶解装置の酸素移動速度の増加特性について

Ⅱ.1 研究の目的

第5章において、h型気体溶解装置を現地に適用することを想定し、貧酸素水塊(体積110,000[m³], DO濃度0.45[mg/L], 水温19[°C])をDO濃度4.00[mg/L]まで改善するのに要する時間を試算した。その結果は図-5.3(再掲)に示すとおり、装置数 $k=50$ [台]では処理時間 $t_T=75$ [日間], 装置数 $k=100$ [台]では処理時間 $t_T=37$ [日間]と見積もられた。このように、現地で本装置を用いる場合、水域に多数の装置を設置する必要がある。しかし、装置の数を単純に増やすと、台数分だけ吸入および排出ホースを設置することになり、これでは煩雑な装置群となるため、装置の設置または撤去作業および維持管理の面でデメリットとなる。

このため、現地で本装置を使用する場合、複数の装置のh型管部分を連結して吸入および排出ホースの数を減らすことが賢明であると考えられる。そこで、本研究では装置を連結する方法をいくつか提案し、それぞれについて酸素移動速度の増加特性の評価方法を示す。また、実証実験によってその妥当性を検証し、最適な連結方法について考察する。

Ⅱ.2 連結方法と酸素移動速度の評価方法

装置を連結する方法として、“並列連結”, “直列連結”, “2直列並列連結”を提案する。各々の連結方法によって k [台]の装置を連結した場合の酸素移動速度 $N_{(20)}$ の計算式は第3章で提案した処理水分離型換算 ΔDO 法¹⁾に準じて導出するものとし、装置の基本性能(装置1[台]の場合の換算 ΔDO と処理流量 Q_w)を用いて表現する。

Ⅱ.2.1 連結方法と計算式

(1) 並列連結

写真-Ⅱ.1, 図-Ⅱ.1は並列連結の写真及び配管図である。この連結方法は装置の吸入側及び排出側を別々に取りまとめて並列に連結する方法である。この方法では、連結数 k [台]に比例して処理流量 Q_w が増大することで酸素移動速度 $N_{(20)}$ が増加する。なお、換算 ΔDO は装置1[台]の場合の換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)1})$ のままで一定である。

k [台]の装置を直列連結した場合の酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は、装置の基本性能(装置1[台]の場合の換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)1})$ と処理流量 Q_w)を用いて式(Ⅱ.1)のように表される。

$$N_{(20)k} = k \times \Delta DO_{0(20)1} \times Q_w \quad (Ⅱ.1)$$

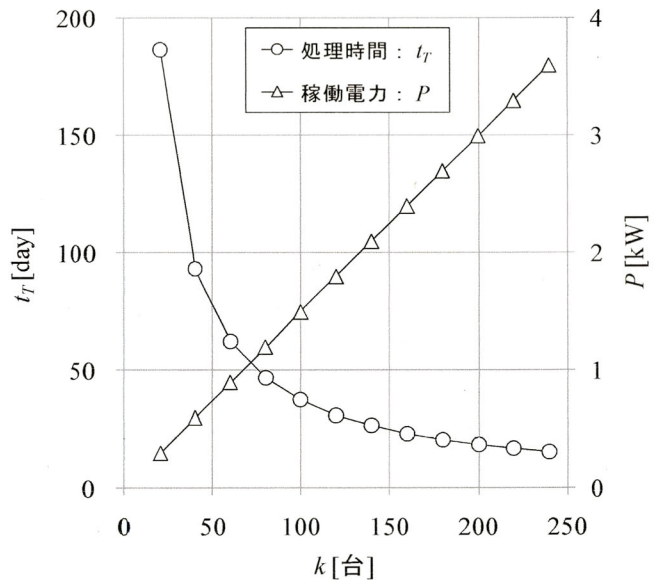
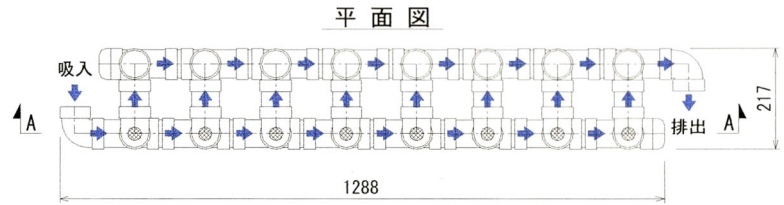


図-5.3 装置台数 k と t_T および P の関係(再掲)



写真-Ⅱ.1 並列連結



A - A 断面図

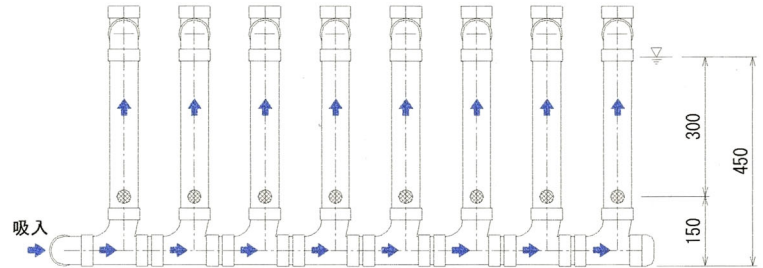


図-Ⅱ.1 並列連結の配管図

(2) 直列連結

写真-Ⅱ.2, 図-Ⅱ.2 は直列連結の写真及び配管図である. この連結方法は装置の排出側と次の装置の吸入側を次々に直列に連結する方法である. この方法では, 連結数 k [台]の増加に伴って換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)k})$ が増大することで酸素移動速度 $N_{(20)}$ が増加する. なお, 処理流量 Q_w は一定である.

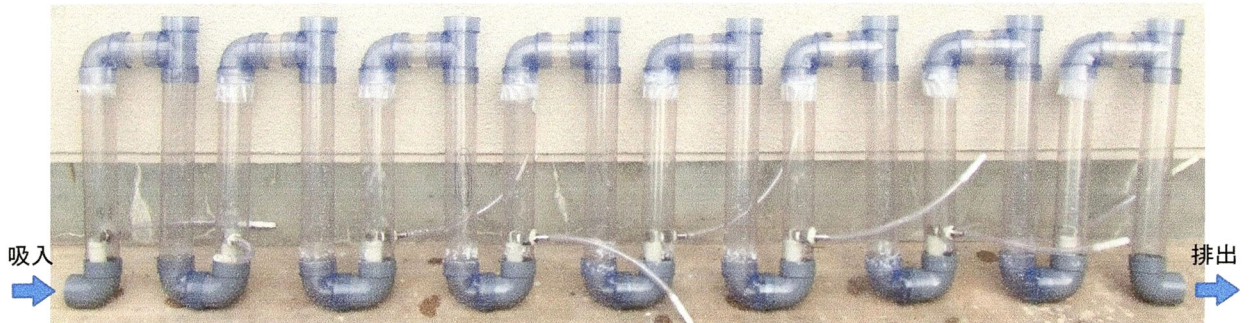
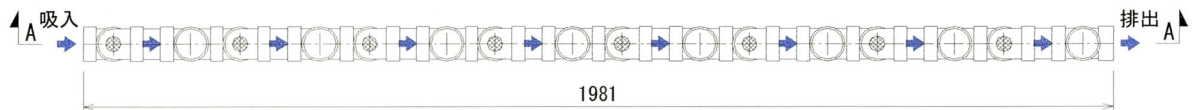


写真-Ⅱ.2 直列連結

平面図



A - A 断面図

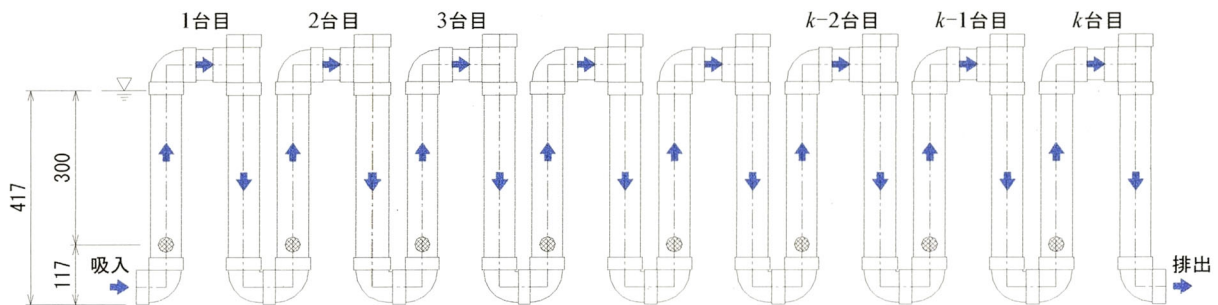


図-Ⅱ.2 直列連結の配管図

k[台]の装置を直列連結した場合の酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は次のように導出する。

まず、連結数 k[台]の場合の水温 T [°C]における換算 ΔDO の一般式の導出過程を示す。ここで、連結数が k[台]の場合は、装置 1 台あたりの処理時間を Δt 時間とすると、水が 1 台目の装置から吸入されて、k 台目から排出される過程で、装置 1 台分の体積の水が $k \times \Delta t$ 時間連続的に処理されるとみなすことができる。したがって、この処理過程は曝気装置の理論式(気体溶解曲線)を用いて考えることができる。図-Ⅱ.3 は気体溶解曲線に基づき直列連結による換算 ΔDO を計算する模式図である。図中の最初の柱状体は、 $DO=0$ [mg/L]の水を 1 台目の装置によって処理した場合の DO 濃度増分である。従って、この柱状体の縦軸の値は、1 台目の装置の換算 ΔDO を示す。図ではこれを $\Delta DO_{0(T)1}$ と表記している。次に、2 つ目の柱状体の長さは 2 台目の装置による DO 濃度増分であるが、この柱状体の上端の縦軸の値は $DO=0$ [mg/L]の水を直列連結させた 2 台の装置によって処理した場合の DO 濃度増分である。したがって、これは 2[台]の直列連結の場合の換算 ΔDO を示す。図ではこれを $\Delta DO_{0(T)2}$ と表記し、以下 3 台、4 台・・・、k-1 台、k 台、k+1 台と連結した場合の換算 ΔDO を、 $\Delta DO_{0(T)3}$ 、 $\Delta DO_{0(T)4}$ 、・・・、 $\Delta DO_{0(T)k-1}$ 、 $\Delta DO_{0(T)k}$ 、 $\Delta DO_{0(T)k+1}$ と表記している。また、後段の装置ほど入口の DO 濃度が高いので、DO 濃度増分が小さくなる。即ち、図の記号では、 $\Delta DO_{0(T)1} - 0 > \Delta DO_{0(T)2} - \Delta DO_{0(T)1} > \Delta DO_{0(T)3} - \Delta DO_{0(T)2} > \Delta DO_{0(T)4} - \Delta DO_{0(T)3} > \dots > \Delta DO_{0(T)k} - \Delta DO_{0(T)k-1} > \Delta DO_{0(T)k+1} - \Delta DO_{0(T)k}$ となる。

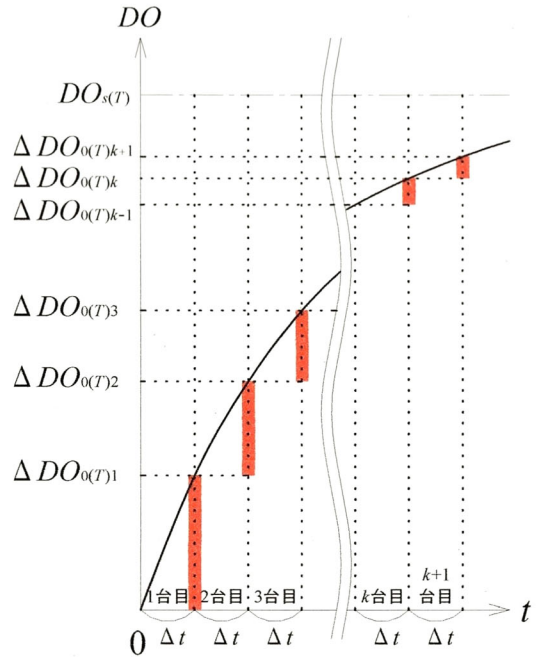


図-Ⅱ.3 直列連結による換算 ΔDO の計算の模式図(水温 T [°C])

i) 装置数 1[台]の場合、上の記述に従い換算 ΔDO を“ $\Delta DO_{0(T)1}$ ”と表現する。

ii) 連結数 2[台]の場合：まず、次の恒等的な関係を考える。

$$\Delta DO_{0(T)2} = \Delta DO_{0(T)1} + (\Delta DO_{0(T)2} - \Delta DO_{0(T)1}) \quad (Ⅱ.2)$$

ここで、式(Ⅱ.2)の右辺の $\Delta DO_{0(T)2}$ を消去することを考える。第3章で示した換算 ΔDO の導出過程の途中の式(3.11)より、

$$\frac{DO_2 - DO_1}{DO_{s(T)} - DO_1} = \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} = \text{const} \quad (Ⅱ.3)$$

ここで、装置を直列連結して初期 DO 濃度を 0 から処理する場合、図-Ⅱ.3 より、2[台目]の装置による処理前後の DO 濃度すなわち DO_1, DO_2 はそれぞれ $\Delta DO_{0(T)1}, \Delta DO_{0(T)2}$ となる。したがって、式(Ⅱ.3)は式(Ⅱ.4)のようになり、式(Ⅱ.5)を得る。

$$\frac{\Delta DO_{0(T)2} - \Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)} - \Delta DO_{0(T)1}} = \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} \quad (Ⅱ.4)$$

$$\Leftrightarrow \Delta DO_{0(T)2} - \Delta DO_{0(T)1} = \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} (DO_{s(T)} - \Delta DO_{0(T)1}) \quad (\text{II.5})$$

式(II.2)に式(II.5)を代入して整理する.

$$\begin{aligned} \Delta DO_{0(T)2} &= \Delta DO_{0(T)1} + \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} (DO_{s(T)} - \Delta DO_{0(T)1}) \\ &= \Delta DO_{0(T)1} \left\{ \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} \right) + 1 \right\} \end{aligned} \quad (\text{II.6})$$

ここで, $\frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} = X$ と置き, 式(II.6)を書き換える.

$$\Delta DO_{0(T)2} = \Delta DO_{0(T)1} \{(1-X) + 1\} \quad (\text{II.7})$$

式(II.7)に $(1-X)$ をかけると,

$$(1-X) \times \Delta DO_{0(T)2} = \Delta DO_{0(T)1} \{(1-X)^2 + (1-X)\} \quad (\text{II.8})$$

式(II.7)から式(II.8)を差し引いて, 整理する.

$$\Delta DO_{0(T)2} = \Delta DO_{0(T)1} \left\{ \frac{1 - (1-X)^2}{X} \right\} \quad (\text{II.9})$$

iii) 連結数3[台]の場合: 式(II.2)と同様に, 恒等的な関係より,

$$\Delta DO_{0(T)3} = \Delta DO_{0(T)2} + (\Delta DO_{0(T)3} - \Delta DO_{0(T)2}) \quad (\text{II.10})$$

また, 式(II.5)に対応して,

$$\Delta DO_{0(T)3} - \Delta DO_{0(T)2} = \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} (DO_{s(T)} - \Delta DO_{0(T)2}) \quad (\text{II.11})$$

式(II.10)に式(II.11)を代入して整理する.

$$\begin{aligned} \Delta DO_{0(T)3} &= \Delta DO_{0(T)2} + \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} (DO_{s(T)} - \Delta DO_{0(T)2}) \\ &= \Delta DO_{0(T)2} \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} \right) + \Delta DO_{0(T)1} \end{aligned} \quad (\text{II.12})$$

式(II.12)の $\Delta DO_{0(T)2}$ に式(II.6)に代入すると,

$$\Delta DO_{0(T)3} = \Delta DO_{0(T)1} \left\{ \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} \right)^2 + \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} \right) + 1 \right\} \quad (\text{II.13})$$

ここで, $\frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_{s(T)}} = X$ と置き, 式(II.13)を書き換える.

$$\Delta DO_{0(T)3} = \Delta DO_{0(T)1} \left\{ (1-X)^2 + (1-X) + 1 \right\} \quad (\text{II.14})$$

式(II.14)に(1-X)をかけると,

$$(1-X) \times \Delta DO_{0(T)3} = \Delta DO_{0(T)1} \left\{ (1-X)^3 + (1-X)^2 + (1-X) \right\} \quad (\text{II.15})$$

式(II.14)から式(II.15)を差し引いて, 整理する.

$$\Delta DO_{0(T)3} = \Delta DO_{0(T)1} \left\{ \frac{1 - (1-X)^3}{X} \right\} \quad (\text{II.16})$$

iv) 一般の k [台] の場合 : 式(II.2), (II.10)と同様に, 恒等的な関係より,

$$\Delta DO_{0(T)k} = \Delta DO_{0(T)k-1} + (\Delta DO_{0(T)k} - \Delta DO_{0(T)k-1}) \quad (\text{II.17})$$

式(II.12)に対応して,

$$\Delta DO_{0(T)k} = \Delta DO_{0(T)k-1} \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_s(T)} \right) + \Delta DO_{0(T)1} \quad (\text{II.18})$$

式(II.16)に対応して, 直列連結数 k [台], 水温 T [°C]における換算 ΔDO の表現式として式(II.19)が成り立つと仮定する.

$$\Delta DO_{0(T)k} = \Delta DO_{0(T)1} \left\{ \frac{1 - (1-X)^k}{X} \right\} \quad (\text{II.19})$$

v) 連結台数 k+1 [台] の場合 : 式(II.2), 式(II.10), 式(II.17)と同様に, 恒等的な関係より,

$$\Delta DO_{0(T)k+1} = \Delta DO_{0(T)k} + (\Delta DO_{0(T)k+1} - \Delta DO_{0(T)k}) \quad (\text{II.20})$$

式(II.6), 式(II.12), 式(II.18)に対応して,

$$\Delta DO_{0(T)k+1} = \Delta DO_{0(T)k} \left(1 - \frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_s(T)} \right) + \Delta DO_{0(T)1} \quad (\text{II.21})$$

$\frac{\Delta DO_{0(T)1}}{DO_s(T)} = X$ と置いて, 式(II.19)を代入すると,

$$\begin{aligned} \Delta DO_{0(T)k+1} &= \Delta DO_{0(T)1} \left\{ \frac{1 - (1-X)^k}{X} \right\} (1-X) + \Delta DO_{0(T)1} \\ &= \Delta DO_{0(T)1} \left\{ \frac{1 - (1-X)^{k+1}}{X} \right\} \end{aligned} \quad (\text{II.22})$$

これは, 式(II.19)と同形であり, 式(II.19)は正しいことが分かる. 以上により, 一般の k [台] の場合, 式(II.19)は成り立つことが証明された.

ここで, 式(II.19)で表された換算 ΔDO は実験時の水温 T [°C]における値である. 従って, これを酸素移動速度の第1の条件“水温 20[°C]”を満足させるために, 第3章で示した換算 ΔDO の水温補正式¹⁾式(3.19)を用いて式(II.19)中の $\Delta DO_{0(T)1}$ を水温 20[°C]の値に補正する. このようにして, 直列

連結数 k [台], 水温 $20[^\circ\text{C}]$ における換算 ΔDO , すなわち $\Delta DO_{0(20)k}$ の一般式は式(Ⅱ.23)のように表される.

$$\Delta DO_{0(20)k} = \Delta DO_{0(20)1} \left[\frac{1 - \left\{ 1 - \left(\frac{\Delta DO_{0(20)1}}{DO_{s(20)}} \right) \right\}^k}{\left(\frac{\Delta DO_{0(20)1}}{DO_{s(20)}} \right)} \right] \quad (\text{Ⅱ.23})$$

よって, k [台]の装置を直列連結した場合の酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は, 装置の基本性能(装置 1[台]の場合の換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)1})$ と処理流量 Q_w)を用いて式(Ⅱ.24)のように表される.

$$N_{(20)k} = \Delta DO_{0(20)1} \left[\frac{1 - \left\{ 1 - \left(\frac{\Delta DO_{0(20)1}}{DO_{s(20)}} \right) \right\}^k}{\left(\frac{\Delta DO_{0(20)1}}{DO_{s(20)}} \right)} \right] \times Q_w \quad (\text{Ⅱ.24})$$

(3) 2 直列並列連結

写真-Ⅱ.3, 図-Ⅱ.4 は 2 直列並列連結の写真及び配管図である. この連結方法は, 2 台の装置を直列連結し, これを並列に複数連結する方法である. この方法では, 2 台の直列連結によって換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)})$ が増大し, さらにこれを並列に連結することで処理流量 Q_w が増大することで酸素移動速度 $N_{(20)}$ が増加する. なお, 連結数 k [台]の場合の酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は次のように導出する.

まず, 2[台]の直列連結による水温 $20[^\circ\text{C}]$ における換算 ΔDO , すなわち $\Delta DO_{0(20)2}$ は式(Ⅱ.23)において $k=2$ [台]とすることで次のように表される.

$$\Delta DO_{0(20)2} = \Delta DO_{0(20)1} \left(2 - \frac{\Delta DO_{0(20)1}}{DO_{s(20)}} \right) \quad (\text{Ⅱ.25})$$



写真-Ⅱ.3 2 直列並列連結

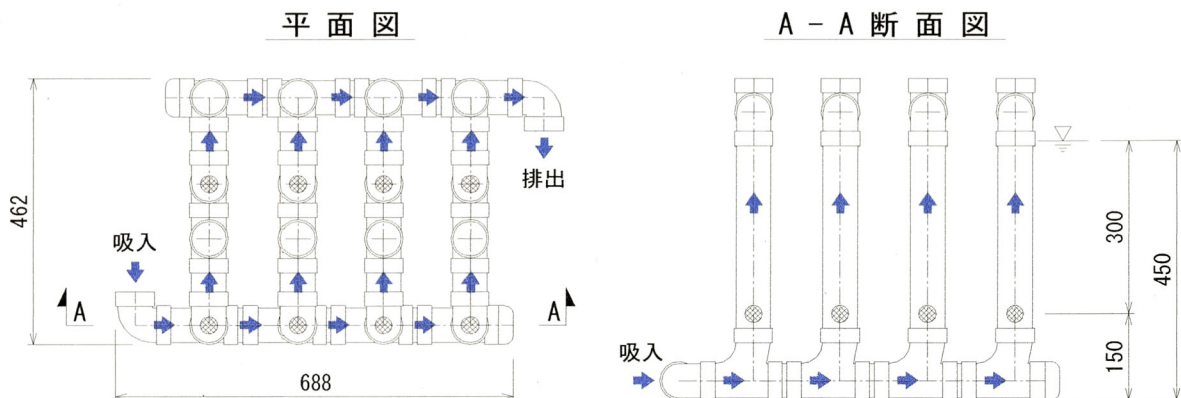


図-Ⅱ.4 2 直列並列連結の配管図

よって、 k [台]の装置を2直列並列連結した場合の酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は、装置の基本性能(装置1[台]の場合の換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)1})$ と処理流量 Q_w)を用いて式(Ⅱ.26)のように表される。ただし、 k は偶数である。

$$\begin{aligned}
 N_{(20)k} &= \frac{k}{2} \Delta DO_{0(20)2} \times Q_w \\
 &= \frac{k}{2} \Delta DO_{0(20)1} \left(2 - \frac{\Delta DO_{0(20)1}}{DO_{s(20)}} \right) \times Q_w
 \end{aligned}
 \tag{Ⅱ.26}$$

Ⅱ.2.2 基本性能の測定実験

前節で各種連結方法における酸素移動速度の計算式を導出した。この計算式は装置の基本性能(装置1台の場合の換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)1})$ と処理流量 Q_w)によって表現されている。ここではこの2つのパラメータを、第3章で示した酸素移動速度の新提案の測定方法(処理水分離型換算 ΔDO 法)によって測定する。実験に用いた装置は図-3.4(再掲)である。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 濃度が最も低下した後、水表面からの酸素溶解により徐々に DO 濃度が増加し始めたところで攪拌を停止した。
2. 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散気体[9]から気泡を発生させて装置[1]を稼働し、処理を開始した。
3. 処理された水が容器[4]から容器[5]に越流し始めてから適当な処理時間 t だけ処理を行った。
4. 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]の水の DO 濃度を測定し、それぞれ処理前後の値、 DO_1 と DO_2 とした。
5. 容器[3]の水温 T [°C]と容器[5]の処理水の体積 V_2 を測定した。

この実験で得られた計測値を用いて処理水分離型換算 ΔDO 法に準じてh型気体溶解装置の基本性能、すなわち換算 ΔDO と処理流量を算出した。また、実験は5回行い、その平均値を求めた。なお、h型気体溶解装置の諸量の実験条件は管内径 $D=50$ [mm]、水平管高さ $H_U=20$ [mm]、曝気深度 $H_A=300$ [mm]、空気流量 $Q_g=15$ [L/min]である。図-3.5(再掲)はh型気体溶解装置の支配的な諸量の定義を表している。

この測定実験により、上記の諸量の実験条件における本装置の基本性能として、装置1[台]の場合の換算 $\Delta DO(\Delta DO_{0(20)1})$ は 3.37 [mg/L]、処理流量 Q_w は 26.32 [L/min]と測定された。

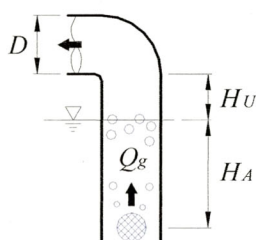


図-3.5 諸量の定義(再掲)

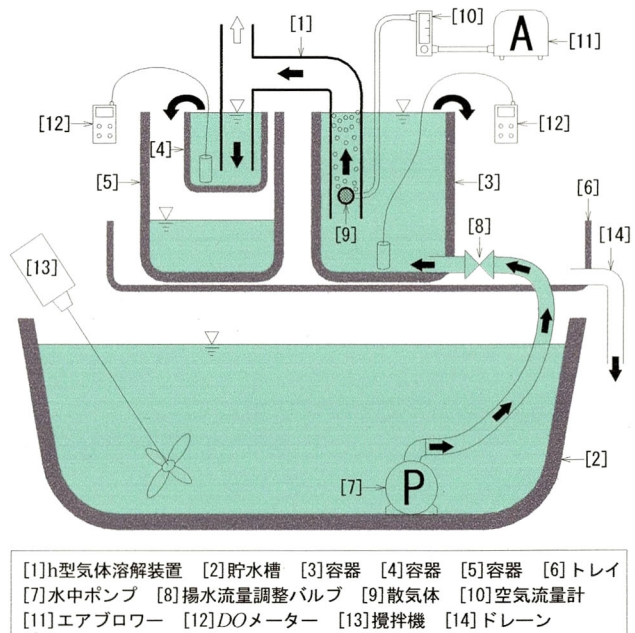


図-3.4 処理水分離型実験装置模式図(再掲)

表-Ⅱ.1 連結方法とkによる $N_{(20)}$ の計算値

連結数 k [台]	並 列 連 結				直 列 連 結				2 直 列 並 列 連 結						
	① $\Delta DO_{0(20)1}$ [mg/L]	①/③×100 DO飽和度 [%]	② Q_w [L/min]	①×② $N_{(20)k}$ [mg/min]	① $\Delta DO_{0(20)k}$ [mg/L]	①/③×100 DO飽和度 [%]	② Q_w [L/min]	①×② $N_{(20)k}$ [mg/min]	① $\Delta DO_{0(20)2}$ [mg/L]	①/③×100 DO飽和度 [%]	② Q_w [L/min]	①×② $N_{(20)k}$ [mg/min]			
1	3.37	38	26.32	88.70	3.37	38	26.32	88.70	5.46	62	—	—			
2			52.64	177.40				5.46				62	143.71	26.32	143.71
3			78.96	266.10				6.75				76	177.66	—	—
4			105.28	354.79				7.56				86	198.98	52.64	287.41
5			131.60	443.49				8.06				91	212.14	—	—
6			157.92	532.19				8.36				95	220.04	78.96	431.12
7			184.24	620.89				8.56				97	225.30	—	—
8			210.56	709.59				8.67				98	228.19	105.28	574.83

※) ③ 水温20[°C]における飽和DO濃度($DO_{s(20)}$)=8.84[mg/L]

Ⅱ.2.3 酸素移動速度の計算値

上述のとおり, 処理水分離型換算 ΔDO 法に基づいてh型気体溶解装置1[台]の場合の換算 ΔDO ($\Delta DO_{0(20)1}$)は3.37[mg/L], 処理流量 Q_w は26.32[L/min]と測定された. そして, これらの値を式(Ⅱ.1), (Ⅱ.24), (Ⅱ.26)に代入し, 各種連結方法における連結数kとこれに対する酸素移動速度 $N_{(20)k}$ を算出した. 連結数はk=1~8[台]とした. 表-Ⅱ.1は算出結果をとりまとめた表であり, これをグラフ化したものが図-Ⅱ.5である. 図中の系列もしくはプロットにはそれぞれの飽和DO濃度の値(表-Ⅱ.1参照)を付した. 図より, 連結方法は酸素移動速度が大きい順に, 並列連結, 2直列並列連結, 直列連結となっている. また, 並列連結では換算 ΔDO は一定(3.37[mg/L](DO飽和度:38[%]))であり, 酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は連結数kに比例して増加している. 2直列並列連結においても同様に換算 ΔDO は一定(5.46[mg/L](DO飽和度:62[%]))であり, 酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は連結数kに比例して増加する. 直列連結では処理流量 Q_w は一定(26.32[L/min])であるが, 換算 ΔDO は連結数kとともに増加する. しかし, その増加率は連結数kの増加に伴って次第に減少するため, 酸素移動速度 $N_{(20)k}$ も同様に増加率が減少している. DO飽和度は連結数が5[台]を超えたところで90[%]を上回っている.

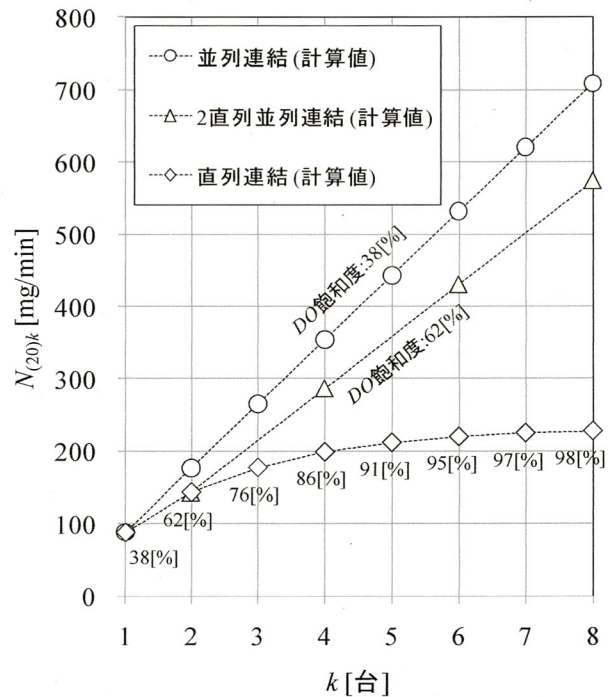


図-Ⅱ.5 連結方法とkによる $N_{(20)}$ の計算値

Ⅱ.3 検証実験

前節で提案した連結方法による酸素移動速度の評価方法の妥当性を検証するために, 実際にh型気体溶解装置を各種連結方法により連結させて酸素移動速度 $N_{(20)}$ を測定した. ただし, 複数連結された装置では処理水分離型実験を行うのは困難であるため, 従来の測定方法(第3章第2節1参照)に準じて測定した. 図-Ⅱ.6は酸素移動速度の従来の測定方法に基づいたh型気体溶解装置の処理水混合型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], 攪拌機[7], DOメーター[6]などである. また, 大気からの酸素溶解を防ぎ, 且

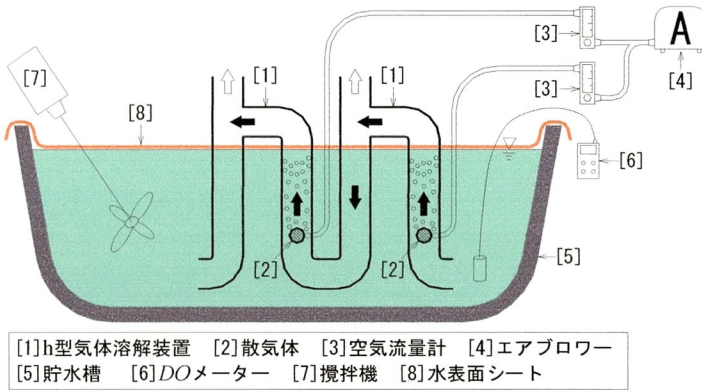


図-Ⅱ.6 処理水混合型実験装置模式図
(直列連結：2[台])



写真-Ⅱ.4 水表面シートの設置状態

つ h 型気体溶解装置自身のみによる酸素移動速度を計測するため、水表面にシート[8]を設置した。水表面シートは市販のエアクションを水表面の形に切り出したものである。水表面シートを設置した状態を写真-Ⅱ.4に示す。

実験は次のような手順で行った。

1. 貯水槽に水温 T [°C]の水道水(体積： V [L])を貯めた。なお、大小2種類の貯水槽(大： $V=700$ [L], 小： $V=200$ [L])を用意し、連結した装置の大きさによって使い分けた。
2. 攪拌機で攪拌しながら亜硫酸ナトリウムと微量の塩化コバルトを触媒として投入し、DO濃度が最も低下した後、水表面からの酸素溶解により徐々にDO濃度が増加し始めるのを確認し、水表面にシートを設置した。
3. 攪拌を続けながらh型気体溶解装置によって20～25分間処理を行った。処理中、1分間隔でDO濃度の時系列変化を計測した。

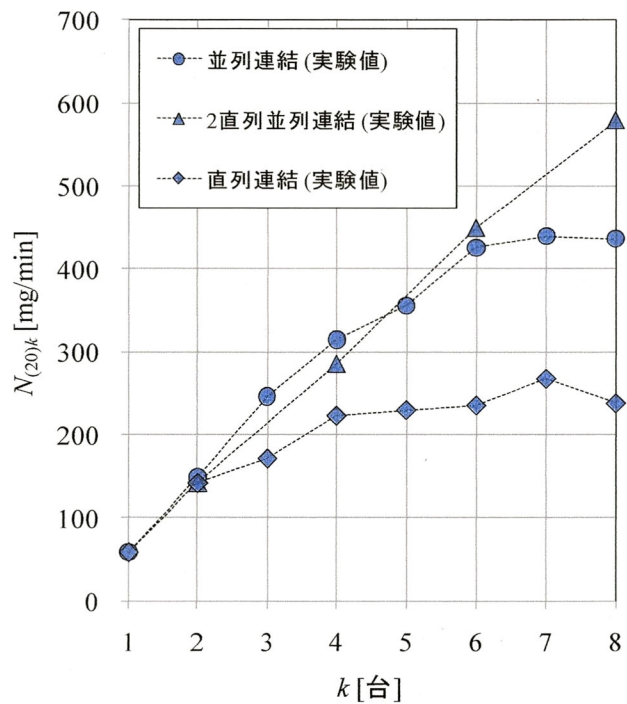


図-Ⅱ.7 連結方法と k による $N_{(20)}$ の実験値

実験で得られた計測値を用いて従来の酸素移動速度の算出方法(第3章第2節1参照)に準じて酸素移動速度 $N_{(20)}$ を算出した。なお、h型気体溶解装置の諸量の実験条件は処理水分離型実験と同様とし、全ての連結方法において連結数は $k=1\sim 8$ [台]、装置を連結する管材の管内径はh型管部と同様の50[mm]とした。

実験結果を図-Ⅱ.7に示す。図より、連結数が4[台]以下では連結方法は酸素移動速度が大きい順に、並列連結、2直列並列連結、直列連結となっているが、連結数が5[台]以上では並列連結の増加率が減少したことにより2直列並列連結の方が上回った結果、2直列並列連結、並列連結、直列連結の順番となっている。並列連結では連結数が6[台]以上ではほぼ一定値を示していることから、本実験条件における有効連結数は6[台]である。同様に、直列連結では連結数が4[台]以上ではほぼ一定値を示していることから、有効連結数は4[台]である。

Ⅱ.4 計算値と実験値の比較

以上、各種連結方法と連結数 k による酸素移動速度 $N_{(20)k}$ の計算値と実験値をそれぞれ求めた。これらの結果をひとつのグラフにまとめたものを図-Ⅱ.8に示す。図より、直列連結と2直列並列連結では計算値と実験値がよく一致していることから計算式の妥当性を確認することができる。これに対して並列連結では、4[台]以下では計算値と実験値がよく一致していることから妥当性を確認することができるが、5[台]以上では実験値が計算値を大きく下回っており、この範囲では計算式は妥当ではない。並列連結の計算値では酸素移動速度は連結数 k に比例して増加するが、実際の実験では4[台]以上では増加率が減少し、さらに6[台]以上では増加せず一定値を示している。そのため、実験値は計算値を大きく下回っている。この原因として次のことが考えられる。並列連結の場合、実験時の目視により連結数 k の増加に伴って排出側の鉛直管内の水面が上昇し、4[台]以上では上昇量が水平管高さ $H_U=20$ [mm]より高くなって越流し、吸入側の直管方向に向かって逆流の様子が確認されている。これは、連結数 k に比例して増大した処理流量 Q_w が排出側の合流管内の損失水頭を増加させ、排出側の鉛直管内の水面の上昇を引き起こしたことが原因であると考えられる。

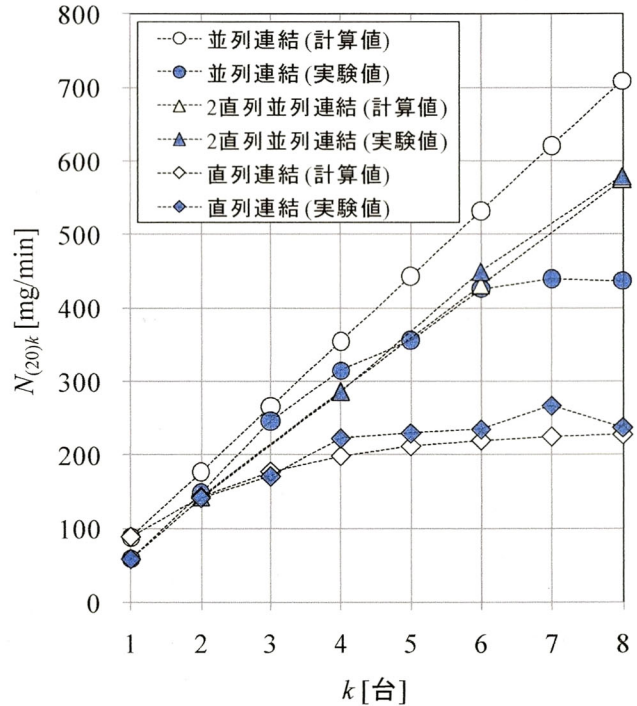


図-Ⅱ.8 連結方法と k による $N_{(20)k}$ の計算値と実験値の比較

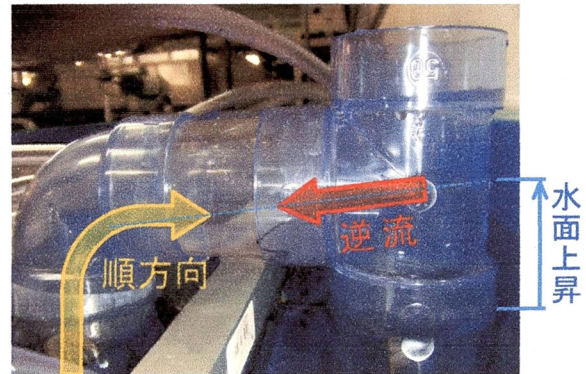


写真-Ⅱ.5 吸入側に逆流する様子

Ⅱ.5 まとめ

以上、h型気体溶解装置の3種類の連結方法を提案し、それぞれの評価方法を示した。また、この評価方法の妥当性を検証する実験を行い、計算値との比較検討を行った。本章で得られた主要な知見は次のとおりである。

1. h型気体溶解装置の連結方法として、並列連結・直列連結・2直列並列連結を提案し、それぞれについてh型気体溶解装置の基本性能(装置1台の場合の換算 ΔDO と処理流量)を用いて連結数 k に対する酸素移動速度 $N_{(20)k}$ を表現した。
2. 本提案の評価方法に従い、連結方法と連結数 k に対する酸素移動速度 $N_{(20)k}$ の計算値を算出した。その結果、連結方法は酸素移動速度 $N_{(20)k}$ が大きい順に、並列連結、2直列並列連結、直列連結となった。また、並列連結と2直列並列連結では酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は連結数 k に比例して増加する。これに対して、直列連結では酸素移動速度 $N_{(20)k}$ は連結数 k とともに増加するが、その増加率は次第に減少する。

3. 本提案の評価方法の妥当性を検証するための実験を行った。その結果、装置数 k が4[台]以下では酸素移動速度 $N_{(20)k}$ が大きい順に並列連結、2直列並列連結、直列連結の順番となった。そして、装置数 k が5[台]以上では並列連結と2直列並列連結が逆転し、2直列並列連結、並列連結、直列連結の順番となった。なお、本実験条件では並列連結の有効連結数は6[台]、直列連結では4[台]である。
4. 酸素移動速度 $N_{(20)k}$ の計算値と実験値を比較検討した。その結果、直列連結と2直列並列連結では計算値と実験値がよく一致していることから計算式の妥当性を確認することができた。これに対して並列連結では、4[台]以下では計算値と実験値がよく一致していることから妥当性を確認することができたが、5[台]以上では実験値が計算値を大きく下回っており、この範囲では計算式は妥当ではない。この原因は、連結数 k に比例して増大した処理流量 Q_w が排出側の合流管内の損失水頭を増加させ、その結果、排出側の鉛直管内の水面が上昇して吸入側に水が逆流したためであると考えられる。
5. 計算値・実験値ともに、直列連結の酸素移動速度は他の連結方法に比べて最も小さいが、高いDO濃度の処理水を必要とする場合には直列連結が有効である。
6. 本実験条件では並列連結の有効連結数は6[台]であるが、これは合流後の管内径を大きくして損失水頭を低減させることで増やすことができると考えられる。
7. 一過性気体溶解装置全般に対して、装置の基本性能(装置1台の場合の換算 ΔDO と処理流量)が測定されれば、本評価方法を用いることで種々の連結方法による酸素移動速度を評価できることが示唆された。特に、直列連結の場合は従来の酸素移動速度の測定方法では計算不可能であり、処理水分離型換算 ΔDO 法の固有の特徴と言える。

(参考文献)

- 1) 大木協, 羽田野袈裟義, 馬駿, 朝位孝二, 中野 陽一: 処理水分離型実験による気体溶解装置の酸素移動速度測定を試み, 土木学会論文集 B, Vol.66, No.4, pp.407-418, 2010.

付録Ⅲ 吸入ホースの摩擦損失を考慮した処理流量の評価

Ⅲ.1 研究の目的

h型気体溶解装置を実際に現地で使用する場合、吸入ホースの先端から水域の底層部の処理対象水を揚水するが、この際、吸入ホース内で発生する摩擦損失によって揚水流量、すなわち処理流量が低下することが考えられる。第4章第3節3のh型気体溶解装置の室内実験の考察で述べたように、本装置の酸素移動速度は処理流量の影響を大きく受ける。従って、吸入ホース内の摩擦損失を考慮して処理流量を予測することが重要となる。そこで、エアリフトのエネルギー式を用いて吸入ホースの摩擦損失の影響を考慮した処理流量 Q_w の評価を行う。

Ⅲ.2 計算方法

式(Ⅲ.1)は処理流量の評価に用いるエアリフトのエネルギー式である¹⁾。また、図-Ⅲ.1はエネルギー式のモデル図である。式中、 W_a は1秒間に消費される空気重量、 p_a は大気圧、 v_a は大気圧での比容積、 p_s は吸入管入口での空気圧、 W_w は1秒間の揚水重量、 h_d は揚水高さ、 h_f は $(h_d + h_s)$ 間の摩擦損失水頭、 h_v は気液二相流の吐出部での速度水頭である。

$$W_a p_a v_a \log(p_s / p_a) = W_w (h_d + h_f + h_v) \quad (Ⅲ.1)$$

Ⅲ.2.1 h型管部分の摩擦損失係数 f の算出

まず、h型管部分の摩擦損失係数を実験値と同期させて算出する。エアリフトのエネルギー式(式(Ⅲ.1))をh型気体溶解装置に適用した場合のモデル図を図-Ⅲ.2に示す。ここではh型管内の散気体より上方の摩擦損失水頭を h_f とした。なお、散気体の鉛直上方部の管の曲りによる損失水頭 h_b を追加している。モデル図より、本装置に対応するエアリフトのエネルギー式を式(Ⅲ.2)のように表す。

$$W_a p_a v_a \log(p_s / p_a) = W_w (h_d + h_f + h_v + h_b) \quad (Ⅲ.2)$$

ここで、式(Ⅲ.2)の右辺の W_w 、 h_f 、 h_v 、 h_b を処理流量 Q_w を用いて表す。

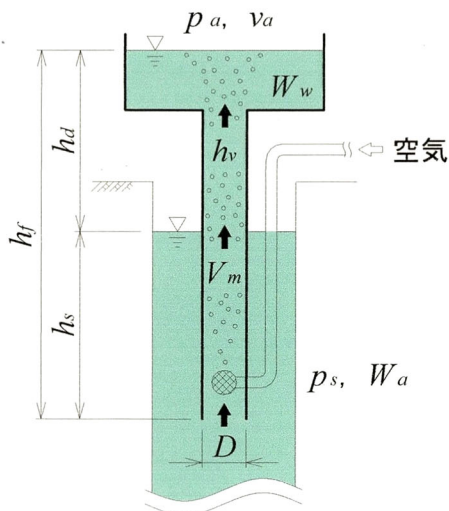


図-Ⅲ.1 エアリフトのモデル図

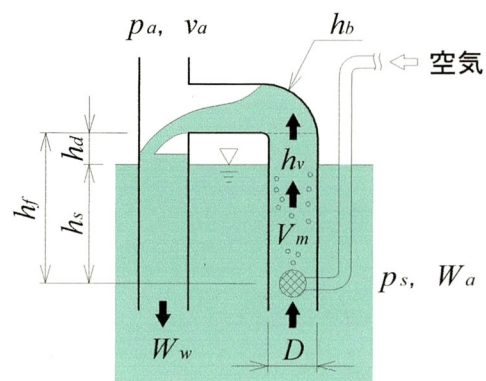


図-Ⅲ.2 h型気体溶解装置のモデル図

(1) 1秒間の揚水重量： W_w

$$W_w = \rho g Q_w \quad (\text{Ⅲ.3})$$

ここで、 ρ は水の密度、 g は重力加速度である。

(2) 装置内による摩擦損失水頭： h_f

$$h_f = \frac{f(h_d + h_s) \left(\frac{Q_g + Q_w}{A} \right)^2}{2gD} \quad (\text{Ⅲ.4})$$

ここで、 f は h 型管部分の摩擦損失係数、 Q_g は空気流量、 A は管断面積、 D は管内径であり、 $(Q_g + Q_w)/A$ は気液二相流速 V_m である。

(3) 二相流の吐出部での速度水頭： h_v

$$h_v = \frac{\left(\frac{Q_g + Q_w}{A} \right)^2}{2g} \quad (\text{Ⅲ.5})$$

(4) 管の曲りによる損失水頭： h_b

$$h_b = \zeta_{b1} \zeta_{b2} \frac{\left(\frac{Q_g + Q_w}{A} \right)^2}{2g} \quad (\text{Ⅲ.6})$$

ここで、 ζ_{b1} 、 ζ_{b2} は曲りによる損失係数であり、管の曲率半径 $\rho_D = 0.025[\text{m}]$ 、曲りの中心角を 90°] としてそれぞれ $\zeta_{b1} = 0.33$ 、 $\zeta_{b2} = 1.0$ とした⁷⁾。

以上、式(Ⅲ.3)～(Ⅲ.6)を式(Ⅲ.2)に代入して摩擦損失係数 f について解くと、次式(Ⅲ.7)を得る。

$$f = \frac{2D}{\rho Q_w (h_d + h_s) \left(\frac{Q_g + Q_w}{A} \right)^2} \times \left\{ W_a p_a v_a \log \left(\frac{p_s}{p_a} \right) - \rho g Q_w \left(h_d + \frac{\left(\frac{Q_g + Q_w}{A} \right)^2}{2g} + \zeta_{b1} \zeta_{b2} \frac{\left(\frac{Q_g + Q_w}{A} \right)^2}{2g} \right) \right\} \quad (\text{Ⅲ.7})$$

式(Ⅲ.7)に第4章で述べた処理水分離型実験による実験値(管内径 $D = 0.05[\text{m}]$ 、水平管高さ $H_U = h_d = 0.05[\text{m}]$ 、曝気深度 $H_A = h_s = 0.32[\text{m}]$ 、空気流量 $Q_g = 20[\text{L}/\text{min}]$ の場合の処理流量 $Q_w = 23.41[\text{L}/\text{min}]$ を代入して解くと、本計算条件における h 型管内の散気体より上方の摩擦損失係数 f は 1.11 と算出される。

Ⅲ.2.2 吸入ホースの摩擦損失を考慮した処理流量の計算方法

h型気体溶解装置に適用したエアリフトのエネルギー式(式(Ⅲ.7))に吸入ホース(Inhalation hose)の摩擦損失を考慮した場合の処理流量 Q_w を算出する。なお、付録Ⅱで述べたように、現地で本装置を使用するには複数の装置を連結させることが賢明である。その一例として、h型気体溶解装置を現地に係留した筏に設置した場合のイメージ図を図-Ⅲ.3に示す。図では、周囲1.8[m]×1.8[m]の正方形の筏の4辺のそれぞれに6台の装置を並列連結したユニットを取り付けている。このような構成とすることで、1台の筏に24台の装置を設置し、吸入ホースおよび排出ホースがそれぞれ4本ずつの構成となっている。このイメージ図を基にした本計算のモデル図を図-Ⅲ.4に示す。

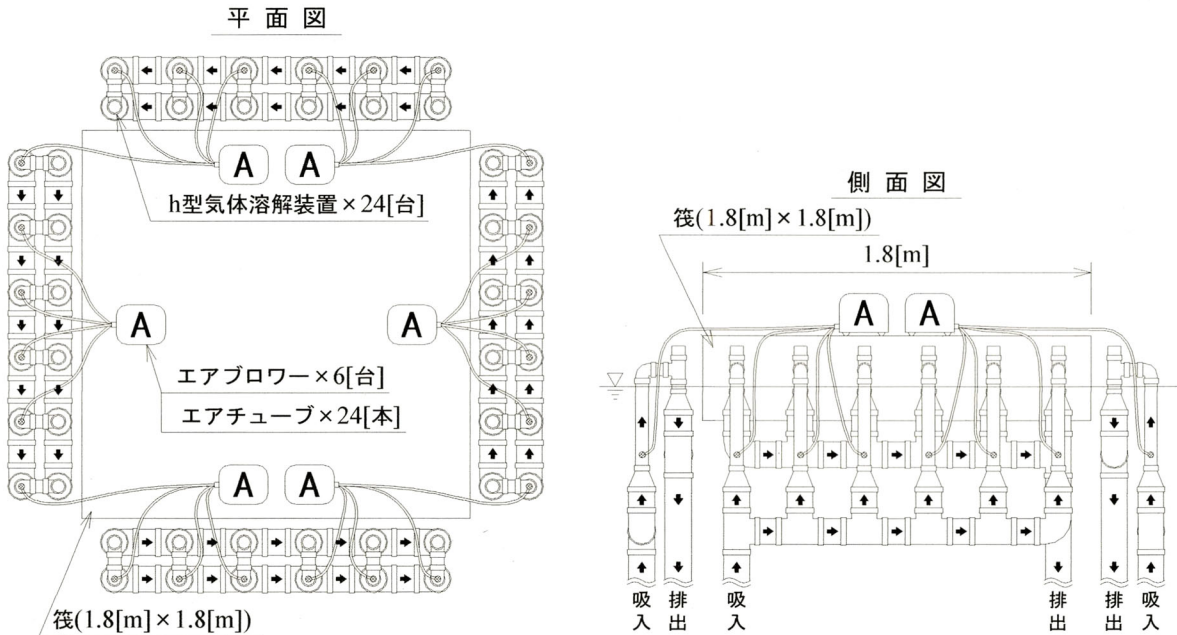


図-Ⅲ.3 現地設置イメージ図

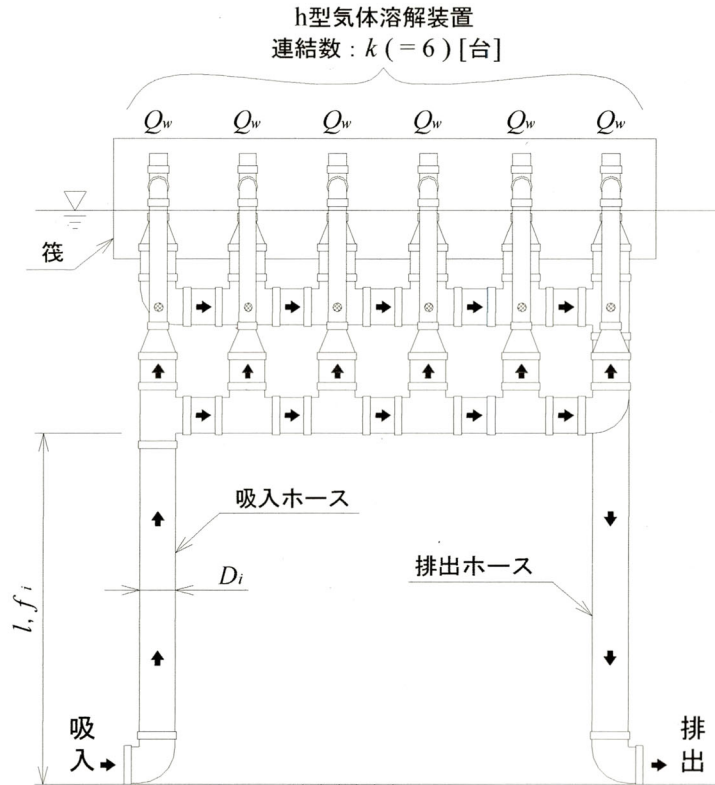


図-Ⅲ.4 処理流量計算のモデル図

図に示すように、連結数 $k=6$ [台]、吸入ホースの内径を D_i [m]、吸入ホースの断面積を A_i [m²]、吸入ホースの長さを l [m]、吸入ホースの摩擦損失係数を f_i として、吸入ホースによる摩擦損失水頭を h_{fi} [m] とすると、 h_{fi} は式(5.13)のように表される。

$$h_{fi} = f_i \frac{l}{D_i} \frac{1}{2g} \left(\frac{kQ_w}{A_i} \right)^2 \quad (\text{Ⅲ.8})$$

ここで、摩擦損失係数 f_i はマンニングの式(式(Ⅲ.9))から算出する。 n は粗度係数であり、新しい塩化ビニール管として 0.0105 とした²⁾。

$$f_i = \frac{124.5n^2}{D_i^{1/3}} \quad (\text{Ⅲ.9})$$

また、この場合のエネルギー式は式(Ⅲ.2)に h_{fi} を導入して次式のように表される。

$$W_a p_a v_a \log(p_s/p_a) = W_w (h_d + h_f + h_{fi} + h_v + h_b) \quad (\text{Ⅲ.10})$$

次に、式(Ⅲ.3)、式(Ⅲ.4)、式(Ⅲ.5)、式(Ⅲ.6)、式(Ⅲ.9)を式(Ⅲ.10)の右辺に代入して W_w 、 h_f 、 h_{fi} 、 h_v 、 h_b を処理流量 Q_w を用いて表し、さらに Q_w について解くと次のような Q_w の 3 次方程式を得る。

$$\alpha Q_w^3 + \beta Q_w^2 + \gamma Q_w + \delta = 0 \quad (\text{Ⅲ.11})$$

ここで、各項の係数 $\alpha \sim \delta$ は次のとおりである。

$$\alpha = \rho \left(B + \frac{f_i l k^2}{2D_i A_i^2} \right) \quad (\text{Ⅲ.12})$$

$$\beta = 2\rho Q_g B \quad (\text{Ⅲ.13})$$

$$\gamma = \rho (gh_d + Q_g^2 B) \quad (\text{Ⅲ.14})$$

$$\delta = -W_a p_a v_a \log(p_s/p_a) \quad (\text{Ⅲ.15})$$

ただし、

$$B = \frac{1}{2A^2} \left\{ 1 + \frac{f}{D} (h_d + h_s) + \zeta_{b1} \zeta_{b2} \right\} \quad (\text{Ⅲ.16})$$

以上より、吸入ホースによる摩擦損失を考慮した処理流量は、式(Ⅲ.11)において Q_w の 3 次方程式を数値的に解くことで算出される。

Ⅲ.3 計算条件と計算結果

計算条件を表-Ⅲ.1に示す。図-Ⅲ.5は吸入ホースの摩擦損失の影響を考慮した処理流量 Q_w の計算結果である。図より、吸入ホースの長さ l [m] が長く、ホース内径 D_i [mm] が小さくなるにつれて処理流量 Q_w が減少している。これは、式(Ⅲ.8)からも明らかなように、吸入ホースの摩擦損失水頭 h_{fi} [m] は、吸入ホースの長さ l [m] が長く、ホース内径 D_i [mm] が小さいほど大きくなるためである。また、h型管部の管内径 $D=50$ [mm] の通水断面積 $\times k(=6)$ [台] を満たす直近上位のホースの内径 $D_i=150$ [mm]、また、これよりさらに大きい $D_i=200$ [mm] の場合では、処理流量 Q_w はほとんど減少しないことがわかる。

表-Ⅲ.1 計算条件

h型 気体 溶解 装置	管内径： D [mm]	50
	水平管高さ： H_U [mm]	50
	曝気深度： H_A [mm]	320
	空気流量： Q_g [L/min]	20
	処理流量： Q_w [L/min]	23.41
	h型管部分の 摩擦損失係数： f [-]	1.11
	連結数： k [台]	6
吸入 ホース	ホース内径： D_i [mm]	50, 75, 100, 150, 200
	ホース長さ： l [m]	0~100

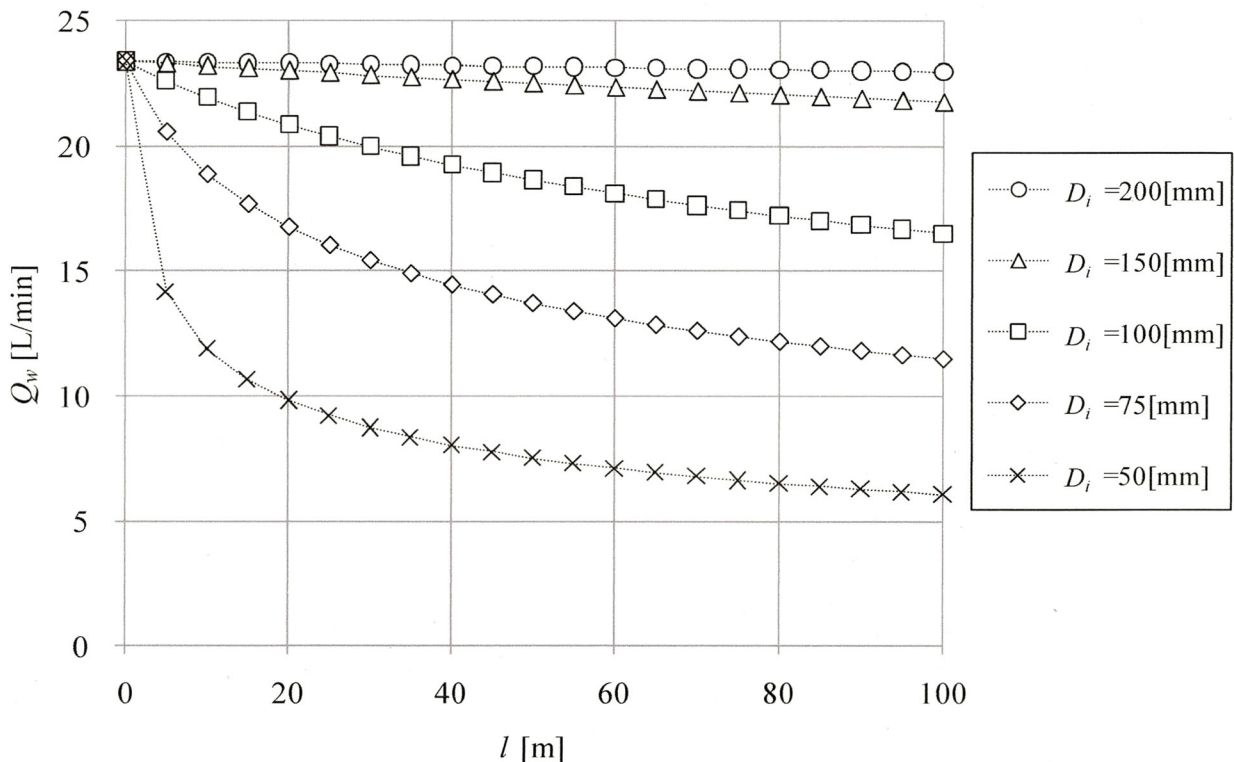


図-Ⅲ.5 吸入ホースの摩擦損失水頭を考慮した処理流量 Q_w と吸入ホース長さ l の関係

Ⅲ.4 まとめ

以上, エアリフトのエネルギー式を用いて吸入ホースによる摩擦損失を考慮した処理流量の評価を行った. その結果は以下のとおりである.

吸入ホース長さ l [m]が長く, ホース内径 D_i [m]が小さくなるにつれて処理流量 Q_w が減少することがわかった. また, h型管部の管内径 $D=50$ [mm]の通水断面積 $\times k(=6$ [台])を満たす直近上位のホース内径 $D_i=150$ [mm], および, これよりさらに大きい $D_i=200$ [mm]の場合では, 処理流量 Q_w はほとんど減少しないことがわかった. すなわち, 吸入ホースの管内径を大きくすることで摩擦損失が小さくなり処理流量に対して有利になる.

(参考文献)

- 1) A.J.ステパノフ, 今市憲作 他 訳: ポンプとブロワー二相流を中心に, 産業図書, pp.236-261, 1979.
- 2) 椿東一郎: 水理学 I, 森北出版株式会社, pp.112-115, 1995.

付録IV 酸素溶解性能に関する実験結果の総括表

第4章で述べたh型気体溶解装置に関する処理水分離型実験の結果を下表に示す。

表-IV.1 処理水分離型換算 ΔDO 法に準ずる酸素溶解性能実験結果

実験条件			①	②	①×②	曝気効率		備考
水平管高さ H_U [mm]	曝気深度 H_A [mm]	空気流量 Q_g [L/min]	換算 ΔDO $\Delta DO_{0(20)}$ [mg/L]	処理流量 Q_w [L/min]	酸素移動速度 $N_{(20)}$ [mg/min]	酸素移動 動力効率 E_P [g/Wh]	酸素移動 効率 E_A [%]	
20	140	40	4.03	14.03	56.54	3.71	0.52	
		30	4.50	13.78	62.01	5.42	0.75	
		20	4.32	15.09	65.19	8.56	1.19	
		10	3.98	11.37	45.25	11.86	1.65	
	230	40	3.63	21.10	76.59	3.06	0.70	
		30	3.89	19.49	75.82	4.04	0.92	
		20	3.84	20.89	80.22	6.41	1.46	
		10	3.45	17.07	58.89	9.40	2.15	
	320	40	3.19	30.44	97.10	2.79	0.88	
		30	3.35	28.48	95.41	3.65	1.16	
		20	3.53	28.17	99.44	5.71	1.81	
		10	3.02	23.46	70.85	8.13	2.58	
50	140	40	6.12	7.08	43.33	2.84	0.39	
		30	6.30	7.06	44.48	3.89	0.54	
		20	5.37	10.13	54.40	7.14	0.99	
		10	6.08	5.49	33.38	8.75	1.22	
	230	40	4.84	15.05	72.84	2.91	0.66	
		30	5.20	13.74	71.45	3.80	0.87	
		20	4.71	16.90	79.60	6.36	1.45	
		10	4.90	10.90	53.41	8.52	1.95	
	320	40	4.08	24.30	99.14	2.84	0.90	
		30	4.44	21.20	94.13	3.60	1.14	
		20	4.22	23.41	98.79	5.67	1.80	
		10	4.08	17.25	70.38	8.07	2.57	
80	140	40	7.47	3.72	27.79	1.82	0.25	
		30	7.56	3.67	27.75	2.43	0.34	
		20	7.03	6.22	43.73	5.74	0.80	
		10	7.93	1.93	15.30	4.01	0.56	
	230	40	6.04	9.64	58.23	2.32	0.53	
		30	6.36	8.81	56.03	2.98	0.68	
		20	5.81	11.74	68.21	5.45	1.24	
		10	6.21	7.25	45.02	7.18	1.64	
	320	40	5.22	18.09	94.43	2.71	0.86	
		30	5.53	15.64	86.49	3.31	1.05	
		20	5.13	18.85	96.70	5.55	1.76	
		10	5.47	12.47	68.21	7.83	2.49	
110	140	40	8.28	1.58	13.08	0.86	0.12	
		30	8.30	1.60	13.28	1.16	0.16	
		20	8.01	2.95	23.63	3.10	0.43	
		10						
	230	40	7.00	6.01	42.07	1.68	0.38	
		30	7.47	4.98	37.20	1.98	0.45	
		20	7.20	5.13	36.94	2.95	0.67	
		10	7.57	1.95	14.76	2.36	0.54	
	320	40	5.74	13.09	75.14	2.16	0.68	
		30	6.27	10.67	66.90	2.56	0.81	
		20	5.86	13.43	78.70	4.52	1.43	
		10	6.41	7.95	50.96	5.85	1.86	
140	140	40						処理不能
		30						処理不能
		20						処理不能
		10						処理不能
	230	40	7.97	2.90	23.11	0.92	0.21	
		30	8.26	1.56	12.89	0.69	0.16	
		20						処理不能
		10						処理不能
	320	40	6.79	9.25	62.81	1.80	0.57	
		30	7.24	7.06	51.11	1.96	0.62	
		20	7.16	8.53	61.07	3.51	1.11	
		10	7.45	4.34	32.33	3.71	1.18	

謝 辞

本研究は山口大学大学院 理工学研究科 羽田野袈裟義教授の御指導の下に行われた研究であります。羽田野袈裟義教授には著者の担当教官として、本研究の遂行と本論文の執筆にあたり終始熱心な御指導、ならびに御助言をいただきました。また、常々水理学、環境水理学などの研究・学問分野のみならず、多岐にわたる分野について御教示いただきました。同教授と知り合えたことは非常に幸運でした。ここに記し、改めて深甚なる感謝の意を表します。

山口大学大学院 理工学研究科 川崎秀明教授、今井剛教授、朝位孝二准教授、赤松良久准教授には、本論文の全般にわたり貴重な御討議をいただき、多くの御助言、御協力をいただきました。心より御礼申し上げます。

宇部フロンティア大学人間社会学部 松本治彦教授、宇部工業高等専門学校 物質工学科 中野陽一准教授、原田利男氏、山口大学工学部 河元信幸技術専門職員には、実験や研究の取り纏めに関して貴重な御助言、御協力をいただきました。有限会社バブルタンク 藤里哲彦氏、北京藍星環境工程公司 水務部 馬駿氏には、本研究の核心技術や理論についての貴重な御助言をいただきました。大変感謝しております。

山口大学工学部社会建設工学科 永野博之助教、株式会社建設技術研究所 種浦圭輔氏(当時 山口大学工学部 社会建設工学科 助教)には多大な御教示と激励をいただきました。小早川新氏(戸田建設株式会社)、福本裕輝氏(株式会社日本港湾コンサルタント)、宮川知也氏(日新製鋼株式会社)、当研究室 修士1年 井田真人氏、同4年 福嶋孝博氏には、共に研究に取り組み、実験補助、データ整理、意見交換など、様々な協力をいただきました。心より御礼申し上げます。

博士過程前期1年から2年次まで同研究室で共に学んだ坪郷浩一氏、山田陽子氏には、お互いに励まし合い、共に修士課程を終えることができました。大変感謝しております。

本研究は、これらの方々と機関からの御指導、御助言、御協力の賜です。関係各位の皆様は改めて深甚の謝意を表します。

最後に、妻子のある身ながら退職して博士後期課程に入学する小生の我儘を許し、長い学生生活を精神的、経済的に支えてくれた両親、義父母、妻子に深く感謝の意を表します。