

エアレーションタンク最適設計のための
酸素移動モデルの提案

平成 27 年度

柴 田 一 栄

学位論文 博士（工学）

エアレーションタンク最適設計のための
酸素移動モデルの提案

平成 27 年度

慶應義塾大学大学院理工学研究科

柴田 一 栄

目次

第1章 序論	1
1.1 下水道の電力事情	1
1.2 エアレーション設備	5
1.2.1 エアレーション方式.....	5
1.2.2 散気装置.....	8
1.3 エアレーション設備として求められている省エネルギー化	10
1.4 本論文の構成	11
第2章 気泡塔の設計理論	12
2.1 気泡塔の流動状態	12
2.2 気泡塔の形式	14
2.2.1 標準型気泡塔.....	14
2.2.2 液外部循環エアリフト型気泡塔.....	14
2.2.3 攪拌機付き気泡塔.....	14
2.3 気泡塔の設計	16
2.3.1 ガスホールドアップ.....	16
2.3.2 気泡径.....	16
2.3.3 液側物質移動係数および液側物質移動容量係数.....	17
2.4 小括	18
第3章 エアレーションタンクのガスホールドアップ	19
3.1 気泡塔のガスホールドアップ測定方法	19
3.2 液位測定方法	21
3.2.1 接触式.....	21
3.2.2 非接触式.....	22
3.3 ガイドパルス式液位計の校正	23
3.3.1 実験装置.....	23
3.3.2 写真による測定.....	27
3.3.3 ガイドパルス式液位計による測定.....	28

3.3.4 補正係数の作成.....	29
3.4 全面エアレーション方式でのガスホールドアップ測定	30
3.4.1 実験装置および実験条件.....	30
3.4.2 実験結果および考察.....	35
3.5 旋回流エアレーション方式でのガスホールドアップ測定	39
3.5.1 実験方法.....	39
3.5.2 実験結果および考察.....	40
3.6 気泡塔向けガスホールドアップ推算式の拡張	44
3.6.1 全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算.....	44
3.6.2 旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算.....	48
3.7 小括	52
<u>第4章 気泡 自由界面同時酸素移動モデル.....</u>	<u>53</u>
4.1 自由界面でのガス移動	53
4.1.1 河川における再曝気.....	53
4.1.2 曝気槽におけるガス移動.....	54
4.2 総括物質移動容量係数測定実験	55
4.3 大型実験水槽内の混合状態	58
4.4 エアレーションタンクにおける総括物質移動容量係数	59
4.4.1 気泡 自由界面同時酸素移動モデル.....	59
4.4.2 液バルク中に分散した気泡からの酸素移動.....	59
4.4.3 自由界面での酸素移動.....	60
4.4.4 自由界面での酸素移動モデルの修正.....	61
4.4.5 酸素移動モデルの検証.....	63
4.4.6 自由界面からの酸素移動の比率.....	67
4.5 推算したガスホールドアップによる総括物質移動容量係数の推算	69
4.6 小括	70
<u>第5章 CFDによる総括物質移動容量係数の推算</u>	<u>71</u>
5.1 シミュレーション条件	71
5.2 乱流モデルの検討	74
5.3 気液間の乱流相互作用モデル	77
5.3.1 乱流相互作用モデルによる気泡ブルームの挙動への影響.....	77
5.3.2 乱流相互作用モデルによるガスホールドアップ推算への影響.....	80
5.3.3 乱流相互作用モデルによる気泡径推算結果への影響.....	82
5.4 液側物質移動係数のモデル	87

5.5 自由界面のモデリング手法の検討	91
5.6 小括	94
第6章 気泡 自由界面同時酸素移動モデルの適用範囲の検証.....	95
6.1 実験方法	95
6.1.1 実験水槽.....	95
6.1.2 散気装置.....	96
6.2 実験条件	97
6.3 実験結果および考察	98
6.3.1 ガスホールドアップ.....	98
6.3.2 総括物質移動容量係数.....	101
6.4 気泡 自由界面同時酸素移動モデルの適用	103
6.5 気泡 自由界面同時酸素移動モデルのさらなる改善	105
6.6 小括	110
第7章 結論.....	111
7.1 エアレーションタンクのガスホールドアップの測定と推算	111
7.2 エアレーションタンクにおける酸素移動モデル	111
7.3 CFD シミュレーションを用いたエアレーションタンクの物質移動容量係数の推算	111
7.4 気泡 自由界面同時酸素移動モデルの異なる形状の水槽への適用	111

謝辞

参考文献

記号	説明	単位
a	単位体積あたりの気泡-液バルク間の接触面積	m^2/m^3
A_{CS}	エアレーションタンクの水平断面積	m^2
A_S	自由界面の面積	m^2
c	表面更新説による物質移動係数の補正係数	-
C	溶存酸素濃度	mg/L
C_s	飽和溶存酸素濃度	mg/L
C_{sa}	大気圧下での飽和溶存酸素濃度	mg/L
C^*	液相の平衡溶存酸素濃度	mg/L
C	平衡状態の溶存酸素濃度	mg/L
d	気泡径	m
d_{32}	ザウター平均気泡径	m
D	河川の水深	m
D_e	水力直径 ($= 2A_{CS}/(L+W)$)	m
D_L	液相内でのガス成分の拡散係数	m^2/s
D_T	気泡塔の直径	m
g	重力加速度	m/s^2
G_s	送風空気体積流量	m^3/h
h	散気装置の設置水深	m
H	曝気時の液面高さ	m
H_0	静止時の液面高さ	m
k_L	液側物質移動係数	m/s
k_{La}	液側物質移動容量係数	s^{-1}
k_{Lb}	気泡-液バルク間の液側物質移動係数	s^{-1}
k_{Ls}	自由界面における液側物質移動係数	s^{-1}
$k_{Lb}a_b$	気泡-液バルク間の液側物質移動容量係数	m/s
K_2	再曝気係数	h^{-1}
K_La	総括物質移動容量係数	h^{-1}
$(K_La)_b$	気泡-液バルク間の総括物質移動容量係数	h^{-1}
$(K_La)_s$	自由界面における総括物質移動容量係数	h^{-1}
$(K_La)_{\text{Exp}}$	実験によって得られた総括物質移動容量係数	h^{-1}
$(K_La)_{s, \text{Sch}}$	Schierholz らの推算式による自由界面における総括物質移動容量係数	h^{-1}
$(K_La)_{s, \text{Mod}}$	修正した自由界面における総括物質移動容量係数	h^{-1}

L	エアレーションタンクの長さ	m
P	圧力	Pa
t	時刻	s
u_L	液相速度	m/s
u_G	ガス空塔速度	m/s
u_{Ls}	自由界面付近の液相速度	m/s
u_s	気泡のスリップ速度	m/s
u_T	気泡の終端速度	m/s
V	混相の体積	m ³
V_G	気相の体積	m ³
V_L	液相の体積	m ³
w_b	散気幅	m
W	エアレーションタンクの幅	m
z	深さ	m

無次元数

記号	説明
Re	レイノルズ数
Sc	シュミット数
Sh	シャーウッド数

ギリシャ文字

記号	説明	単位
α	自由界面における物質移動容量係数に関する補正係数	-
ε_{cal}	推算式によって算出されたガスホールドアップ	-
ε_{exp}	ガスホールドアップの実測値	-
ε_G	ガスホールドアップ	-
$\varepsilon_{G(PG)}$	ガイドパルス式液位計によって測定したガスホールドアップ	-
$\varepsilon_{G(US)}$	超音波式液位計によって測定したガスホールドアップ	-
ε_L	液相の乱流エネルギー散逸率	m ² /s ³
κ	浸透説による物質移動容量係数の補正係数	-
ν_L	液相の動粘度	m ² /s
ρ_L	液相の密度	kg/m ³
σ	界面張力	N/m

第 1 章 序論

化石燃料をはじめとするエネルギー源の利用に伴って発生する二酸化炭素が、1850 年以降より始まった地球の平均気温の上昇傾向の主原因であるとする見解が、国際的な共通認識となっている。平均気温の上昇によって地球規模の気候システムの変動が引き起こされ、人類やそれを取り巻く環境の変化は免れない。地球温暖化を抑制するためには、温室効果ガスの代表である二酸化炭素の大気中の濃度を一定値以下に維持する必要がある。環境省が平成 20 年に改定した「京都議定書目標達成計画」には、温室効果ガスの排出削減および吸収等に関する施策、横断的施策、基盤的施策の 3 つに分類されて対策が記されている。

これらの施策の中で、新技術の開発やその促進が担う部分が多く、科学技術が担う役割は重要な位置づけとなっている。それらの技術は主に、機器や設備の省エネルギー・高効率化、再生可能エネルギーなどの二酸化炭素排出量の少ないエネルギー源の利用、二酸化炭素の吸収の 3 つに分類できる。

1.1 下水道の電力事情

日本国内に限れば、排出される二酸化炭素の 94%がエネルギー利用によるものであり、およそ 3 分の 1 が電力由来となっている(環境省, 2014)。また、平成 23 年の東日本大震災の津波によって福島第一原子力発電所が被災し、放射性物質が環境中に放出されるという事故が発生したことが原因となって、国内の原子力発電所のほとんどが稼働を休止している状態にある。このため、原子力発電に替わって天然ガスを用いた火力発電が電力需要を支える状況となり(Fig. 1-1)、風力や太陽光、バイオマスといった再生可能エネルギーによる発電量は、全発電量の 1%程度にとどまり、水力発電の 9%と合わせても全体の 1 割程度にとどまっている(資源エネルギー庁, 2015)。

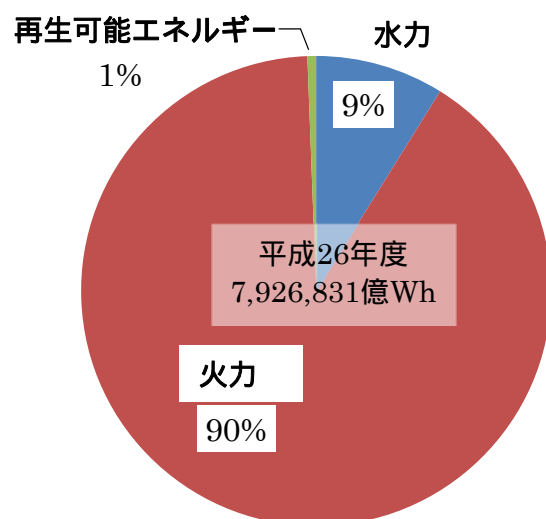


Fig. 1-1 国内における発電量の内訳(資源エネルギー庁, 2015)

環境省が平成 20 年に改定した「京都議定書目標達成計画」には、「上下水道・廃棄物処理における取組」も記されており、上下水道・廃棄物処理という公共事業における二酸化炭素排出量削減が求められている。下水道で消費される電力は国内の消費電力の 0.8%を占めている(日本下水道協会, 2012)。また、下水道で使った電力の内訳は Fig. 1-2 に示すようになっており、その 9 割が下水処理場の場内で使用されている。特に、下水処理場内の水処理で使用する電力がおよそ 5 割を占めている。水処理で使用する電力のうち 4~6 割が反応槽のエアレーション設備で使用されるため、エアレーション設備の省エネルギー化は二酸化炭素排出量の削減に大きく貢献する。

「京都議定書目標達成計画」の「上下水道・廃棄物処理における取組」の中で、下水道に対しては、運転方法の改善や省エネルギー機器の導入、バイオマスエネルギー源の活用、下水熱の利用、が具体的な対策として挙げられており、エアレーション設備の省エネルギー化は重要な課題となっている。

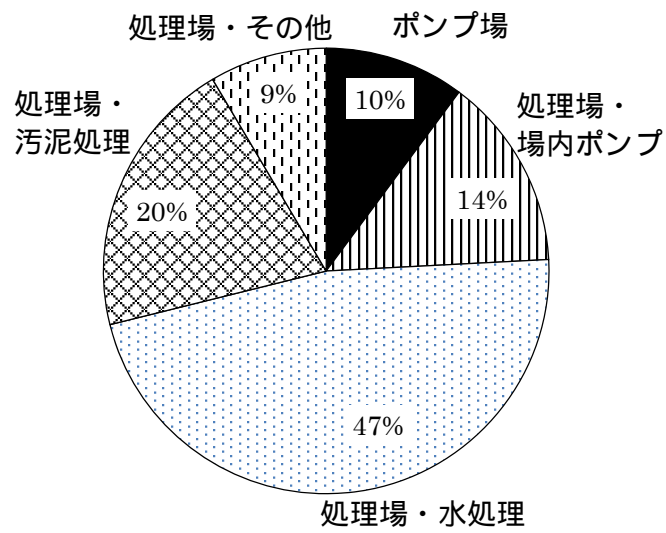


Fig. 1-2 下水道における消費電力割合(日本下水道協会, 2012)

1.2 エアレーション設備

下水処理場では、標準活性汚泥法（好気性微生物による有機物分解）によって、下水中の有機物を除去する方法が標準的な方法となっている。好気性微生物によって有機物の分解を行う水槽は、反応槽もしくは曝気槽（エアレーションタンク）と呼ばれ、流入下水に対して空気を曝気することで酸素を溶解・供給している。

エアレーション設備は主にエアレーションタンクと送風機、散気装置（空気分散器）およびこれらを接続する配管で構成されており、溶存酸素濃度が不足することのないように送風機を運転制御している。送風機を運転するために電力を消費しており、より効率的に酸素を水に溶解することで、送風機での消費電力が削減され、省エネルギー化が実現する。

酸素を水に溶解する効率は酸素溶解効率（OTE, Oxygen Transfer Efficiency）と呼ばれており、酸素溶解効率は式(1-1)に示すように総括物質移動容量係数 K_{La} [h^{-1}] に比例する。

$$OTE = \frac{K_{La} \cdot C_s \times 10^{-3} \cdot V}{G_s \cdot \rho_G \cdot O_w} \times 100 \quad (1-1)$$

ここで、 C_s は飽和溶存酸素濃度 [mg/L]、 V はエアレーションタンクの曝気時の容積 [m^3]、 G_s は空気送風体積流量 [m^3/h]、 ρ_G は空気の密度 ($= 1.239 \text{ kg/m}^3, 20^\circ\text{C}$)、 O_w は空気中の酸素の質量分率 ($= 0.232$) である。つまり、同一水槽において同一送風量の場合、 K_{La} は大きいほうがより省エネルギー性に優れている。

1.2.1 エアレーション方式

エアレーションタンクの外観は、水槽というよりも水路といった方が実際の設備をイメージしやすい。断面形状は正方形か長方形であり、幅は水深（5 m 程度）の1~2倍となっている。コンクリート製である場合が多く、地下もしくは半地下に建設される。

酸素を汚水に供給するエアレーション方式には、全面エアレーション方式、旋回流エアレーション方式、深槽旋回流式、水中攪拌式等がある。

全面エアレーション方式は散気装置を水槽の底面に均等に分散して設置して、気泡の分散性をよくして酸素移動効率の向上を図った方式である（Fig. 1-3 (a)）。

旋回流エアレーション方式は、散気装置を水路の一方の壁面に寄せて設置しており、空気によるエアリフトによって水流は旋回流となる。この旋回流によって水槽内は攪拌されており、汚水中の固形分の沈降・堆積を防ぐことができる（Fig. 1-3 (b)）。また、水深が10 m程度のを深槽旋回流式と呼び、水槽の中央部に導流壁を設けることで、水槽全体での旋回流を維持している。散気装置は通常水深の半

分程度の位置に設置される (Fig. 1-3 (c))。液外部循環エアリフト型気泡塔と似た形式であるが、水深が 5 m 程度の旋回流エアレーション方式には導流壁を設けないことが一般的である。

水中攪拌式は、水中に設けたタービン翼の攪拌機によって送風機から送られた空気をせん断して、気泡を分散させる方法で、タービン翼によって生成された微細な気泡によって高い酸素移動効率を得ることができる方式である (Fig. 1-3 (d))。

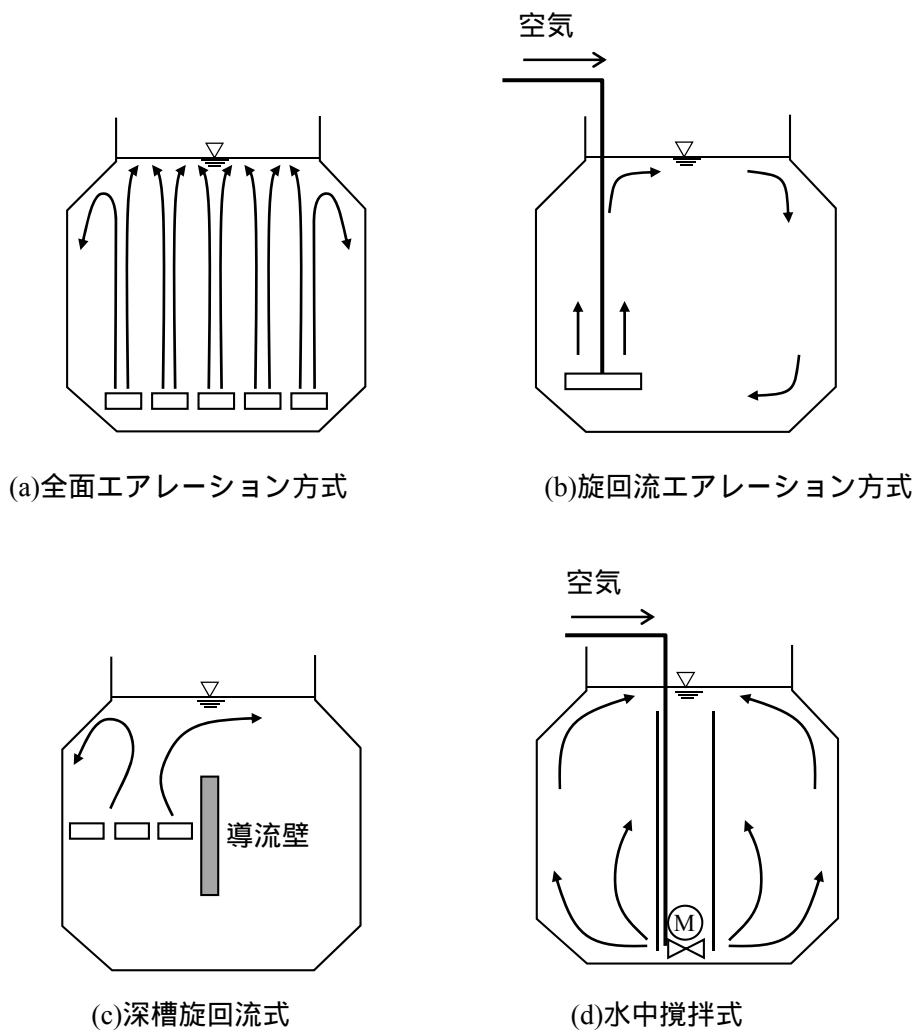


Fig. 1-3 エアレーションタンクの代表的な曝気方式(日本下水道協会, 2009)

1.2.2 散気装置

従来の散気装置には多孔質焼結体が多く使用されており、生成される気泡径は 3 ~ 4 mm 程度であった(Sekizawa et al., 1985)。近年下水処理場への導入が進んでいるメンブレン式散気装置は Fig. 1-4 に示すように、多数の気孔を有した樹脂製のシート(材質は EPDM、シリコン、ウレタンなど)とベース材の間に空気を送り込むことによって、気孔からおよそ 1 mm の気泡を生成する(Oh et al., 2014)。生成される気泡径が小さくなることで、同量の空気を送風した場合は、気液の接触面積が大きくなり、より多くの酸素を汚水へ溶解することが可能となる。この結果、多孔質焼結体を使用した従来の散気装置に比べて、メンブレン式散気装置を使用する場合は、送風機での使用電力が 3 ~ 4 割削減された(木戸 ら, 2012)。

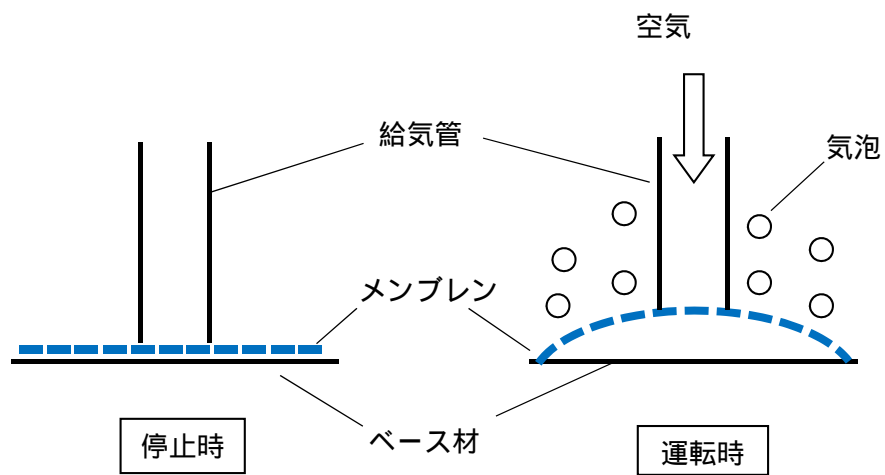


Fig. 1-4 メンブレンパネル式散気装置の気泡生成

1.3 エアレーション設備として求められている省エネルギー化

エアレーション設備は、水槽、送風機、散気装置、空気配管などから構成されており、送風機の軸受を空気浮上式や磁気浮上式へ変更して摩擦抵抗を低減することで、熱損失を減少させて高効率化を実現した。また、散気装置の改良により気泡は小径化し、汚水への酸素の溶解速度は向上した。一方で、運転方法の改善による送风量削減を行う研究報告もあり(日本下水道新技術機構, 2014)、機器単体による省エネルギー化だけでなく、エアレーション設備全体でのエネルギー消費量の削減に対する要望は高まりを見せている。

酸素の溶解速度を増大させるためには、気泡の小径化、あるいはガスホールドアップ(水槽中の気泡の体積割合)の増大により気液の接触面積を増加する必要がある。生成する気泡径をさらに減少させるためには、気孔の寸法を縮小する必要がある、小さな気孔から空気を押し出すために必要な圧力が大きくなる。その結果、送風機の吐出空気圧力が大きくなるので、送風機での消費エネルギーが大きくなってしまう。

ガスホールドアップを大きくすることで単位体積当たりの気液接触面積は増大し、酸素の溶解速度は向上する。しかしながら、エアレーションタンクのガスホールドアップを測定した報告例はほとんどなく、総括物質移動容量係数 K_{La} の測定にとどまっている(Fujie et al., 1980; Kasakura et al., 1988, 1992; Sekizawa et al., 1985)ため、タンク内の詳細な流動状態や気泡径など不明な点が多い。

そこで、本研究ではエアレーションタンクのガスホールドアップを測定し、得られたガスホールドアップの値からエアレーションタンク内の流動状態やガス移動についての考察を行った。

1.4 本論文の構成

第 1 章では、下水処理場のエアレーション設備の省エネルギー化の必要性について述べ、エアレーションタンクにおける総括物質移動容量係数と消費電力の関係性について述べた。次に、エアレーションタンクの運転方式や近年の散気装置の性能向上について触れて、エアレーションタンクのガスホールドアップを測定することの重要性を示した。

続く第 2 章では、汚水中へ酸素を溶解させる設備であるエアレーションタンクの評価へ向けて、化学プロセスにおいて液中へガスを溶解させる目的で使用されることの多い気泡塔の設計理論を解説し、ガスホールドアップや液側物質移動容量係数 k_{La} の算出方法や推算方法について解説する。

第 3 章では、エアレーションタンクのガスホールドアップの測定方法の検討と測定結果について論じ、エアレーションタンクにおけるガスホールドアップの推算方法を提示する。

第 4 章では、エアレーションタンクにおける酸素溶解の経路について解明し、エアレーションタンク全体の総括物質移動容量係数 K_{La} の推算モデルを提示する。

第 5 章では、CFD シミュレーションによるエアレーションタンクの K_{La} の推算方法について検討した結果を示す。

第 6 章では異なる形状のエアレーションタンクに対する K_{La} の推算モデルの適用性の評価を行う。

最終章となる第 7 章では、本論文の成果をまとめ、結論とする。

第 2 章 気泡塔の設計理論

エアレーションタンクは、底部に設置したガス分散器（散気装置）を通して空気を気泡の状態分散させることで、気泡中の酸素を污水に溶解させるための設備である。気泡塔もまた、塔底部からガス分散器を通してガスを連続的に液相へ供給し、気泡を分散させることによって気液間の物質移動や反応を行う装置であり、エアレーションタンクと同じ目的に用いられている。そこで、本章では気泡塔の設計理論を踏まえることにより、エアレーションタンクの設計に必要な知見を整理する。

2.1 気泡塔の流動状態

気泡塔の流動様式は、分散気泡流（均一気泡流）、不均一気泡流（合一気泡流）、スラグ流の 3 つに分類される。これらの流動様式は、多孔板などによって気泡を均一分散させるガス分散器を塔底に備えた水-空気系の気泡塔において、Fig. 2-1 に示すようなマップに整理されている(Deckwer et al., 1980)。ガス空塔速度 u_G が 0.05 m/s 程度までの範囲では、気泡の合一・分裂はほとんど生じず、気泡が均一に分散する分散気泡流となる。ガス空塔速度を大きくすると気泡の合一が促進されて、塔径が 0.15 m 程度以下では気泡径は塔径程度の大きさまでに成長してスラグ流を生じる。塔径が 0.15 m 程度以上の場合、気泡径は塔径よりも小さく、不均一気泡流となる。不均一気泡流では、液相において上昇流・下降流が生じる。円筒形の気泡塔の場合は、塔中央部に上昇流、壁面近傍に下降流が生じて、塔径規模の循環流が観察される。

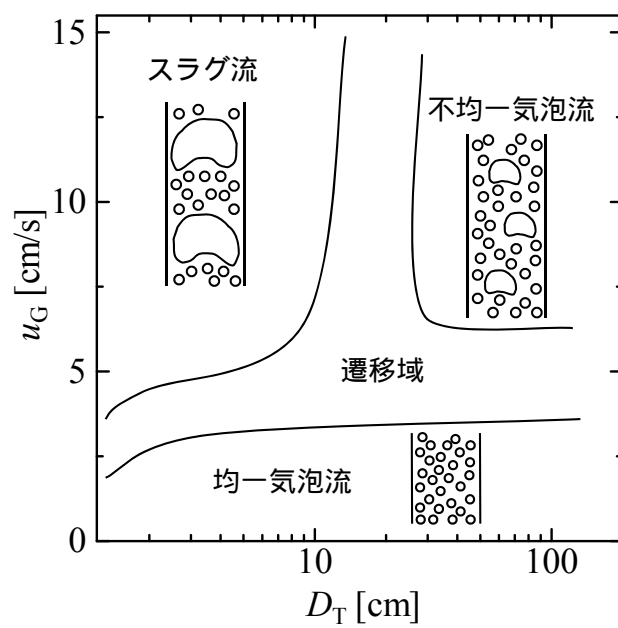


Fig. 2-1 気泡塔のフローパターンマップ(Deckwer et al., 1980)

2.2 気泡塔の形式

気泡塔にはプロセスの目的に応じて様々な形式が考案されているが、下水・廃水処理に関わりの深い形式としては、標準型気泡塔、液外部循環エアリフト型気泡塔、攪拌機付き気泡塔があげられる(上山, 2003)。

2.2.1 標準型気泡塔

標準型気泡塔は塔内部に攪拌機や邪魔板などの構造物がなく、ガスを塔底部に設置した単孔ノズルや多孔板から吹き込む構造となっている。構造が単純であるためにメンテナンスが容易であり、微生物の培養を行う場合は強いせん断応力による菌体への影響の心配が少ない(Fig. 2-2 (a))。

2.2.2 液外部循環エアリフト型気泡塔

液外部循環エアリフト型気泡塔は通気して気泡が分散している領域と通気していない領域が導流壁などで分割された構造となっている。ガスの吹き込みのみで、液混合とガスの溶解が行えるため、機械的攪拌による菌体への影響を避けられる(Fig. 2-2 (b))。

2.2.3 攪拌機付き気泡塔

機械的な攪拌操作によってガスの分散や液の混合を促進するために、攪拌機を備えた気泡塔である。内容物の温度や濃度を均一化するために攪拌翼が多段になっていることが多い(Fig. 2-2 (c))。

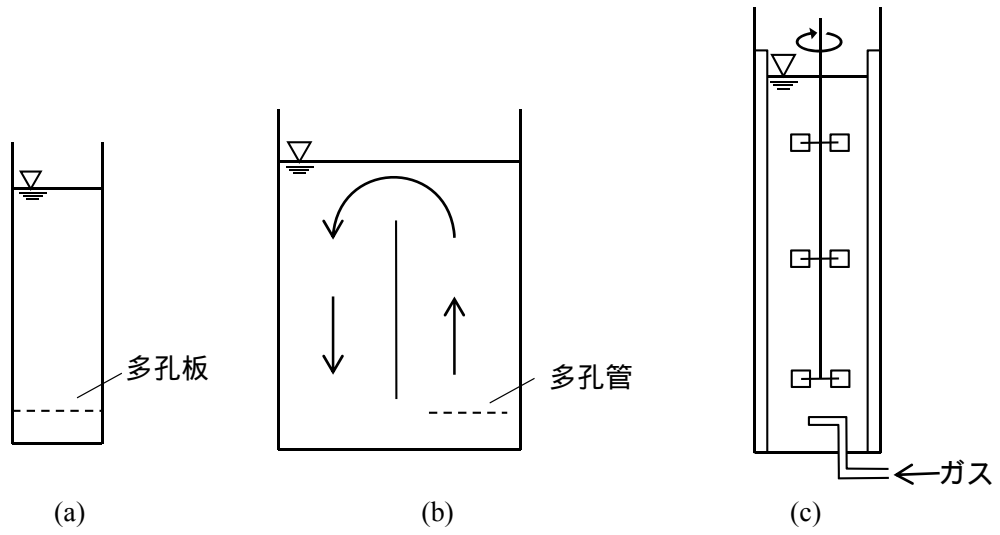


Fig. 2-2 気泡塔の種類 (a: 標準型気泡塔 b: 液外部循環エアリフト型気泡塔, c: 攪拌機付き気泡塔)

2.3 気泡塔の設計

2.3.1 ガスホールドアップ

ガスホールドアップ ε_G [-]は気泡塔内の混相単位体積中に含まれる気相の体積割合を示しており、次式で定義される。

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad (2-1)$$

ここで、 V_G は気相の体積[m³]、 V_L は液相の体積[m³]である。ガスホールドアップは、気泡塔内での気泡の滞留時間の指標となり、気液の接触時間を知ることができる。また、ガスホールドアップに加えて気泡塔内の平均気泡径の値を得ることで、気液の接触面積も導出できる。このように、ガスホールドアップは気泡塔を設計するための重要なパラメータとなっている。

ガスホールドアップ ε_G は、均一気泡流の範囲では、気泡のスリップ速度 u_S [m/s] とガス空塔速度 u_G [m/s]、液相の循環速度 u_L [m/s]から次式より算出できる。

$$u_S = \frac{u_G}{\varepsilon_G} - \frac{u_L}{1 - \varepsilon_G} \quad (2-2)$$

循環液流がない場合は $u_L = 0$ として、 ε_G を算出する。

一方、不均一気泡流に関しては、式(2-3)にまとめられる(Akita & Yoshida, 1973)。

$$\frac{\varepsilon_G}{(1 - \varepsilon_G)^4} = 0.2 \left(\frac{gD_T^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{1/8} \left(\frac{gD_T^3}{\nu_L^2} \right)^{1/12} \left(\frac{u_G}{\sqrt{gD_T}} \right) \quad (2-3)$$

ここで、 D_T は塔径[m]、 ν_L は液相の動粘性係数[m²/s]、 ρ_L は液相の密度[kg/m³]、 σ は気液の界面張力[N/m]である。ただし、右辺の塔径 D_T は約分されて消去されるので、ガスホールドアップは塔径に依存しない。

2.3.2 気泡径

気泡塔内の流動状態が均一気泡流である場合は、ガス分散器から発生した気泡は合一・分裂することなく自由界面に到達する。このため、気泡塔内のザウター平均気泡径 d_{32} [m] (全気泡体積を全気泡面積で除した平均径) はガス分散器の種類や寸法、気液の物性によって決定される。しかしながら、気泡塔内のガスホールドアップが大きくなり、不均一気泡流状態になると塔内で気泡の合一・分裂が発生する。不均一気泡流におけるザウター平均気泡径 d_{32} は、Akita & Yoshida (1974)によって次式が提案されている。

$$\frac{d_{32}}{D_T} = 26 \left(\frac{dD_T^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{-1/2} \left(\frac{gD_T^3}{\nu_L^2} \right)^{-0.12} \left(\frac{u_G}{\sqrt{gD_T}} \right)^{-0.12} \quad (2-4)$$

式(2-4)から d_{32} は $D_T^{-0.3}$ に比例することがわかる。しかしながら Shah et al. (1982)は、 $D_T > 0.3$ m の範囲では、 d_{32} は D_T に依存しなくなると報告しており、式(2-4)はガス分散器の形状や孔径など、液バルクと分散器の関係性を考慮していないため、単一のオリフィス型ガス分散器を有する気泡塔にのみ適用すべきであると指摘している。

2.3.3 液側物質移動係数および液側物質移動容量係数

気泡塔は気相のガス成分を液相に移動する目的で使用される。気泡塔の場合、特に難溶解性のガスを対象とする場合は気相側の物質移動よりも液相側の物質移動が律速となるため、液側物質移動係数 k_L [m/s] について議論される。標準型気泡塔に関しては Akita & Yoshida (1974) が式(2-5)を提案している。

$$\frac{k_L d_{32}}{D_L} = 0.5 \left(\frac{v_L}{D_L} \right)^{1/2} \left(\frac{g d_{32}^3}{v_L^2} \right)^{1/4} \left(\frac{g d_{32}^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{3/8} \quad (2-5)$$

ここで、 D_L はガス成分の液相内での拡散係数[m²/s]である。

気液界面積 a は、単位体積当たりの気液の接触面積[m²/m³]であり、ガスホールドアップ ε_G とザウター平均気泡径 d_{32} より式(2-6)によって算出される。

$$a = \frac{6\varepsilon_G}{d_{32}} \quad (2-6)$$

したがって、ガスホールドアップとザウター平均気泡径が実験などによって得られれば式(2-5)、式(2-6)より液側物質移動容量係数 $k_L a$ [s⁻¹]を算出できる。液側物質移動容量係数 $k_L a$ は、気泡塔の性能を示す重要なパラメータであり、この値が大きいほど効率よくガス移動が行われることを示している。

2.4 小括

本章ではエアレーションタンクと類似点の多い気泡塔の流動状態と重要な設計パラメータの関係について振り返った。液側物質移動容量係数 k_{La} は気泡塔の設計・運転に必要なガス溶解性能指標であり、ガスホールドアップ ε_G やザウター平均気泡径 d_{32} の値が実験などによって得られれば、気泡塔内の流動状態などの詳細な情報を得ることができる。

しかしながら、エアレーションタンクに関するガスホールドアップの知見は少なく、タンク内部の流動状態も不明な点が多い。したがって、つづく第3章ではエアレーションタンクに関するガスホールドアップの測定および推算方法について記す。

第3章 エアレーションタンクのガスホールドアップ

気泡塔のガスホールドアップを知ることは、塔内部の流動状態などの有益な知見が得られるため、気泡塔の特性を述べるうえで欠かせないものである。このため、気泡塔と同様に液相中に気泡を分散させるエアレーションタンクにおいても、ガスホールドアップは重要なパラメータであると考えられる。しかしながら、エアレーションタンクに関するガスホールドアップの知見に関しては、実験室規模の一边が数十 cm 程度の水槽での測定結果の報告はある(Fayolle et al., 2007)が、実設備規模の一边が数 m 程度のエアレーションタンクのガスホールドアップの測定実績は乏しい。実設備規模でのガスホールドアップの測定実績が少ない理由として、寸法が大きいため透明な材質で製造することが難しく、鋼板製やコンクリート製となり、写真などによって外部から液位を測定することができないこと、水槽内の流動が複雑で自由界面が常に変動しており、位置によって異なる液位を示し、一度に水槽全体にわたって液位を測定することが困難であること、液位の時間的な変動や気泡の影響を受けずに液位を測定することができる機器が少なかったこと、が考えられる。そこで、実設備規模のエアレーションタンクのガスホールドアップ測定方法を検討し、測定結果に基づき推算方法を検討した。

3.1 気泡塔のガスホールドアップ測定方法

ガスホールドアップは、混相中における気相の体積割合であるため、曝気前後の塔断面積に変化がない場合、液位変化の測定により算出できる。

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} = \frac{(H - H_0)A}{H \cdot A} = \frac{H - H_0}{H} \quad (3-1)$$

ここで、 H_0 および H はそれぞれ曝気前後の液位[m]、 A は塔断面積[m²]である。

また、塔壁面の数カ所に圧力測定孔を設けて、高さ方向の圧力分布を測定してもガスホールドアップを算出できる。

$$\frac{dP}{dz} = -\rho_L g(1 - \varepsilon_G) \quad (3-2)$$

ここで、 P は圧力[Pa]、 z は測定孔の高さ[m]である。

高さ方向の圧力分布を測定してガスホールドアップを算出する方法(圧力分布法)は、壁

面近傍の圧力を測定しており、高さ方向のガスホールドアップ分布は得られるが、水平方向のガスホールドアップを得るためには、液バルク中にも圧力測定孔を設ける必要があり、実設備規模のエアレーションタンクに適用することが難しい。一方で、曝気前後の液位を測定してガスホールドアップを算出する方法(液位差法)は、自由界面上部に複数の液位計を設置することで水平方向のガスホールドアップ分布を測定することができる。本研究では液位差法によるガスホールドアップ測定方法を検討した。

3.2 液位測定方法

3.2.1 接触式

・フロートとレーザー変位計による液位測定

自由界面に浮子(フロート)を浮かべ、レーザー変位計により浮子との距離を測定し、液位の変化を測定する方法を考案した。しかし、自由界面が流動している場合、浮子が移動しレーザー光の照射範囲から外れるため測定不能となった(Fig. 3-1, (1)(2))。浮子の移動を抑制するために固定枠を設けた場合は、浮子が倒立・転倒し、反射レーザー光を補足できなくなった(Fig. 3-1, (3))。また、浮子を球形とした場合は、液相の流動によって浮子の液中部分の静圧が低下し、浮子は沈下・冠水するため、液位の誤検出または測定不能となった(Fig. 3-1, (4))。以上の検討結果から、本研究では不採用とした。

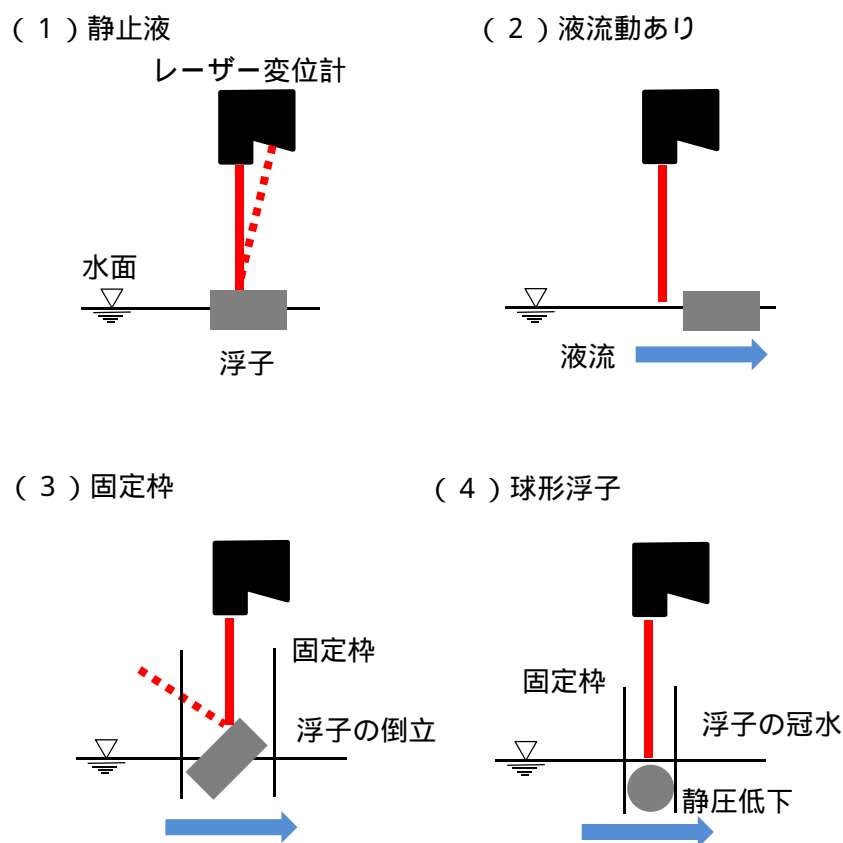


Fig. 3-1 液流動を伴う水槽でのレーザー変位計による液位の測定の検討

- ・ガイドパルス式

ガイド棒を中心に電磁波を液面に照射して、反射波が検出されるまでの時間から液面までの距離を算出する方法である。高周波のパルス波を照射し、複数の応答信号を積算して測定値を算出しているため、気泡や波による自由界面の変動による影響が抑えられて液位の検出が可能となっている。ただし、エアレーションタンクの液位測定に使用された例がないため、本研究においてその適用性の評価を行った(3.3.3にて記述)。

3.2.2 非接触式

- ・写真法

実験用の気泡塔は、内部の流動状態などを観察するために透明な素材で製作されることがほとんどであり、その液位は外側から観察することができる。このため、写真などによって曝気前後の液位を測定することで、ガスホールドアップが得られる。しかしながら、実設備規模の気泡塔やエアレーションタンクは鋼板製やコンクリート製であり、外部から液位を観察することができない。

本研究では、アクリルガラス製の壁面を有した水槽のガスホールドアップを測定する際に採用した。

- ・超音波式

超音波を固体・液体に照射して、反射波が検出されるまでの時間から距離を算出する方法である。ただし、液面が波によって揺れている場合や、気泡が存在している場合は超音波が乱反射してしまうため、反射波を検出できず、測定不能となる。

本研究においては、気泡の上昇進路を変更する反射板と波の影響を防ぐ囲いを設けた範囲に超音波を照射し、液位を測定した。ただし、気泡の上昇方向がほぼ一定となっていた壁面付近のみに適用可能であった。

3.3 ガイドパルス式液位計の校正

エアレーションタンクでは、散気装置から発生した気泡のブルームが自由界面に到達した後、水平方向へ分散していたため、自由界面付近では水平方向の液流動が推測された。このため、波や気泡の影響を受けにくいガイドパルス式液位計を用いるエアレーションタンクの液位測定方法を検討した。

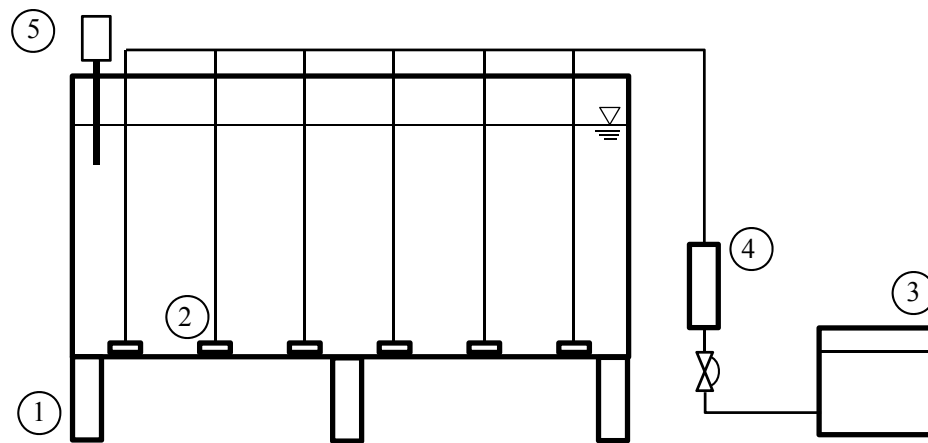
3.3.1 実験装置

壁面のうち 2 面がアクリルガラス製となっている鋼板製の水槽を用いて、写真法とガイドパルス式の比較を行い、ガイドパルス式によって算出される値を校正した。

実験装置の概要を Fig. 3-2 に示す。空気圧縮機から送られた空気はダイヤフラム弁で流量を調整された後、メンブレンパネル式散気装置に送られて、水中に気泡として分散する。

(1) 実験水槽

実験に使用したアクリルガラス壁面水槽の外観を Fig. 3-3、Fig. 3-4 に示す。脚部を除いた寸法は、幅 2,800 mm × 奥行 1,400 mm × 高さ 1,700 mm であり、静止時の自由界面高さは 1,400 mm とした。上部は開放となっているため、ガイドパルス式液位計は水槽に取り付けた架台に設置した。



- 1: アクリルガラス壁面水槽、 2: メンブレンパネル式散気装置
3: 空気圧縮機 4: マスフローメータ
5: ガイドパルス式液位計

Fig. 3-2 アクリルガラス壁面水槽実験の概要

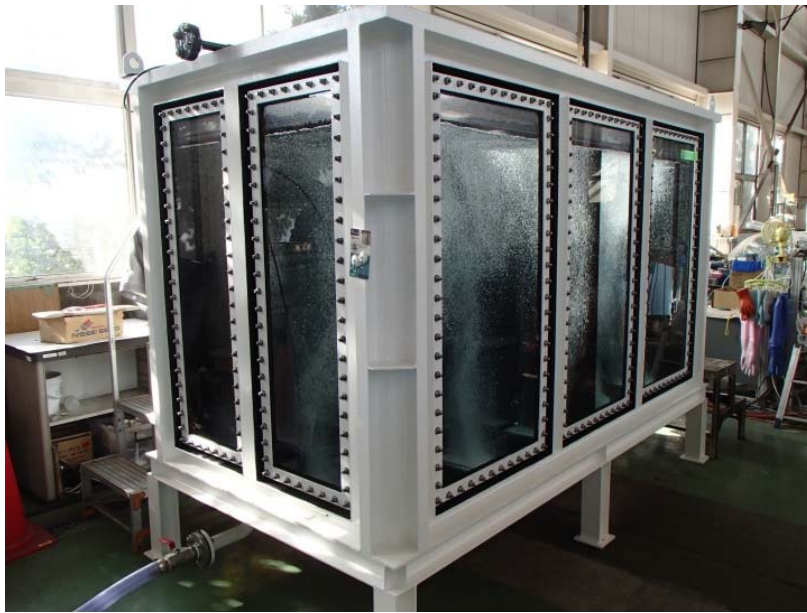


Fig. 3-3 アクリルガラス壁面水槽の外観

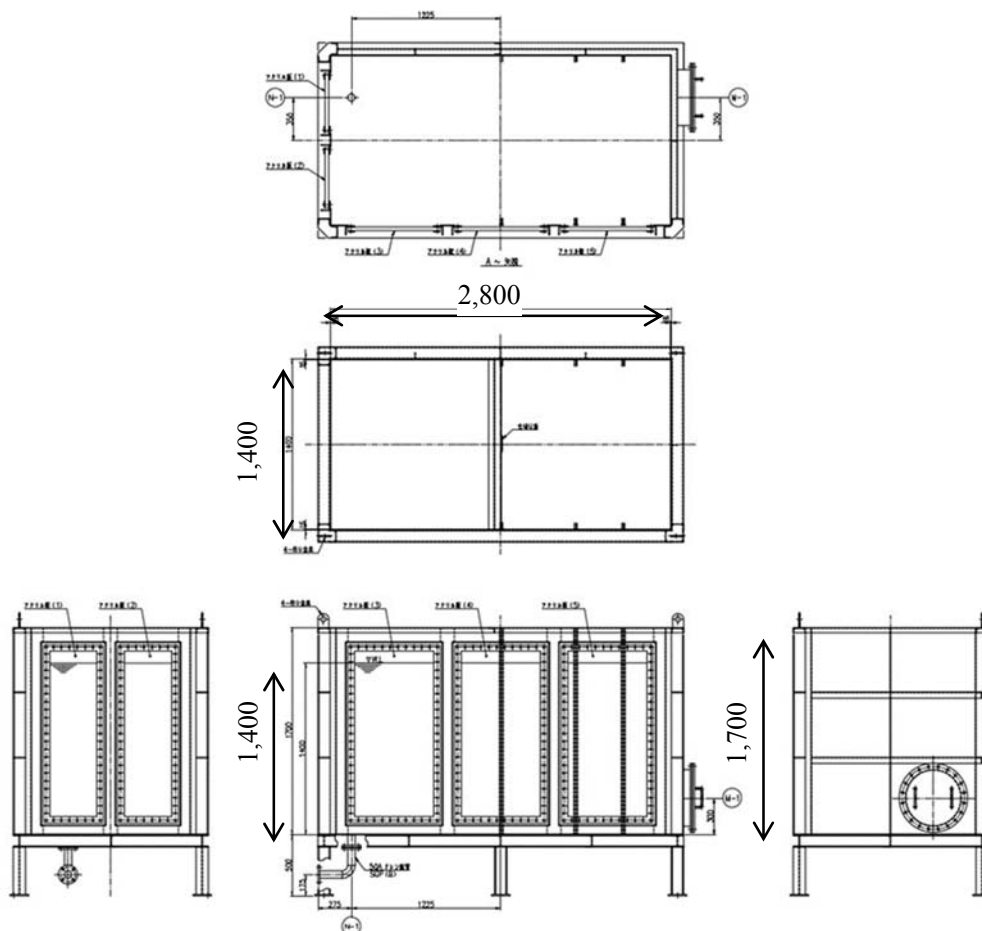


Fig. 3-4 アクリルガラス壁面水槽の製作図

(2) 散気装置

ガス分散器として使用したのはメンブレンパネル式散気装置（エアロウイング T0.6、三機工業株式会社）で、水槽底部に 12 枚設置した。メンブレンパネル式散気装置は EPDM、シリコン、ポリウレタンなどの樹脂にスリット状のオリフィス（気孔）を開けたもので、スリットの長さは 1 mm 以下のものが多い。また、気孔の数量は 1 cm^2 あたり 10 個程度である(Oh et al., 2014)。本研究で使用したメンブレンパネル式散気装置はポリウレタン製であり、気孔の寸法、数量は Oh et al. (2014) の報告によるものと同等であった。

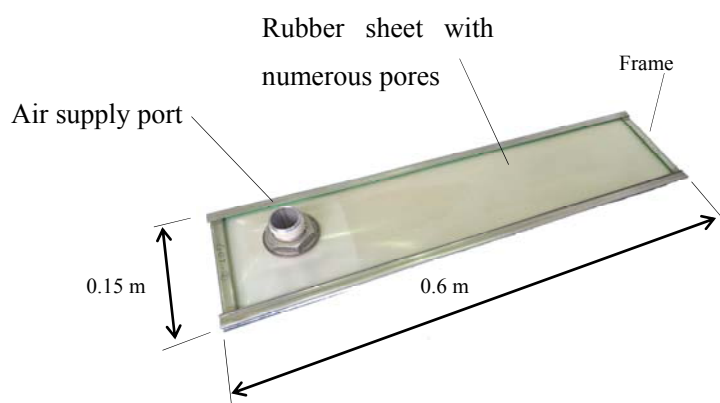


Fig. 3-5 メンブレンパネル式散気装置 (T0.6 型) の外観

3.3.2 写真による測定

アクリルガラス壁面水槽のアクリル面にスケール(メジャー)を取り付けて、静止時と曝気時の写真を撮影した(Fig. 3-6)。曝気時は液位の時間変動があるため、約0.5秒ごとに30秒間撮影して合計60枚の自由界面付近の写真を得た。撮影した写真60枚の平均を液位の測定値とした。

異なる散気装置の配置方法と測定位置で、合計10条件の自由界面の変位を測定した。



Fig. 3-6 写真による液位の測定

3.3.3 ガイドパルス式液位計による測定

Fig. 3-7 に本研究で使用したガイドパルス式液位計 (FL-001、株式会社キーエンス) の外観を示す。ガイドパルス式液位計での自由界面の変位の測定は、写真法と同時に行った。測定点は、スケールを張り付けた壁面からおよそ 40 mm 離れた位置とした。これは、ガイドパルス式液位計は正確に液位を測定するために、ガイド棒を構造物から 40 mm 程度離す必要があるためである。



Fig. 3-7 ガイドパルス式液位計の外観

3.3.4 補正係数の作成

Fig. 3-8 にガイドパルス式液位計によって得られた自由界面の変位と写真法によって得られた自由界面の変位の比較を示した。ガイドパルス式液位計での測定結果は写真法による測定結果の0.8倍となっていた。

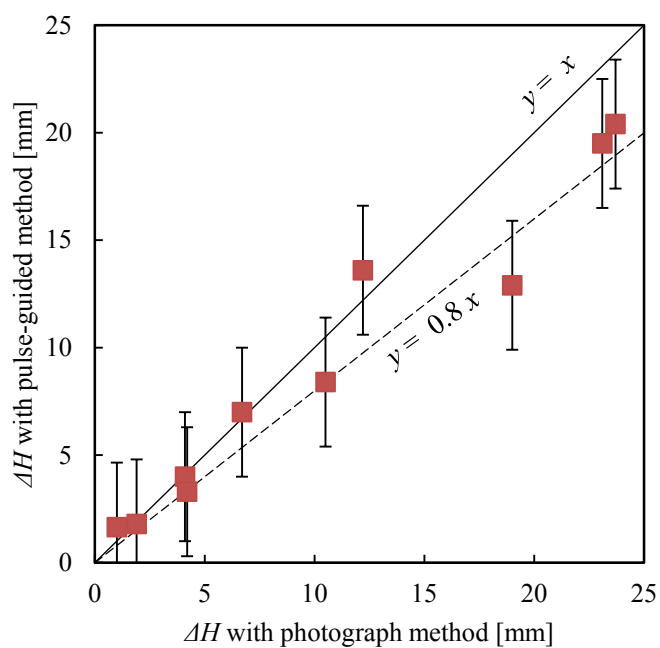


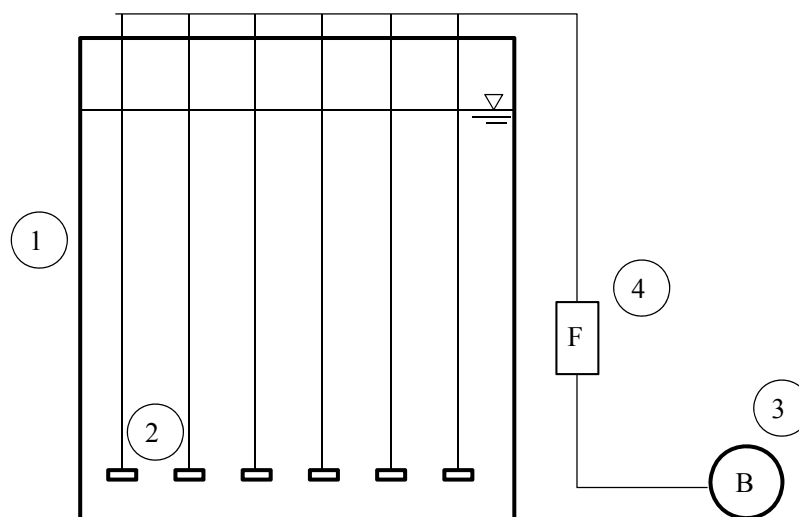
Fig. 3-8 写真法とガイドパルス式液位計による自由界面変位の関係

3.4 全面エアレーション方式でのガスホールドアップ測定

アクリルガラス壁面水槽での曝気前後の自由界面の変位を、写真法とガイドパルス式液位計で測定した結果、ガイドパルス法による変位は写真法による変位の0.8倍という関係を得た。次に、実規模のエアレーションタンクにおいて、ガイドパルス式液位計によるガスホールドアップの測定が適用できるか確認した。

3.4.1 実験装置および実験条件

大型実験水槽実験の装置の概要を Fig. 3-9 に示す。送風機から送られた空気は、流量計を通過したのち、大型実験水槽の内部に設置された散気装置を通じて気泡となり水中に分散する。



1 : Plant-scale test tank, 2 : Air diffusers

3 : Blower, 4 : Flow meter

Fig. 3-9 大型実験水槽実験の概要

(1) 実験水槽

実験に使用した実規模サイズの大型実験水槽の外観写真を Fig. 3-10 に示す。この水槽は幅 5.0 m×奥行 5.0 m×水深 5.0 m となっており、4 辺にはハンチが設けてある (Fig. 3-11)。



Fig. 3-10 大型実験水槽の外観写真

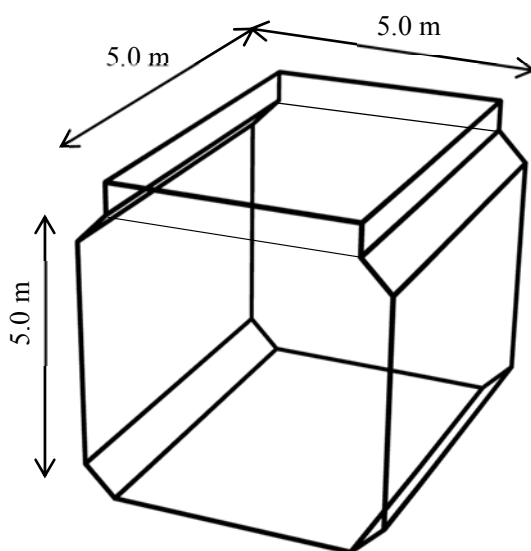


Fig. 3-11 大型実験水槽の外形

(2) 散気装置

Fig. 3-12 に、ガス分散器として使用したメンブレンパネル式散気装置(エアロウイング T4.0、三機工業株式会社)を示す。このメンブレンパネル式散気装置を水槽内に6枚設置した。この散気装置は、Fig. 3-5 に示した散気装置と長さの異なる同機種である。このため、材質、気孔スリットの長さおよび単位面積当たりの数量は同一である。

全面エアレーション方式となるように、散気装置を水槽底部付近に均等に配置した。また、設置水深(静止時の自由界面から散気装置までの距離) h は3.5～4.5 mとした。

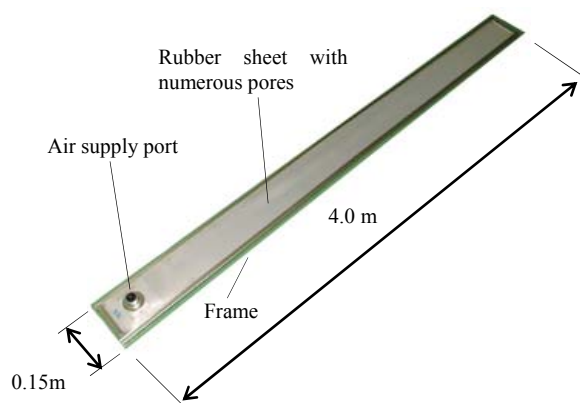


Fig. 3-12 メンブレンパネル式散気装置 (T4.0 型) の外観

(3) ガイドパルス式液位計による測定

ガイドパルス式液位計 (FL-001、株式会社キーエンス) を、Fig. 3-13 に示すように大型実験水槽上部の測定点に設置して、静止時と曝気時のそれぞれ 120 秒間の平均液位を測定値とした。

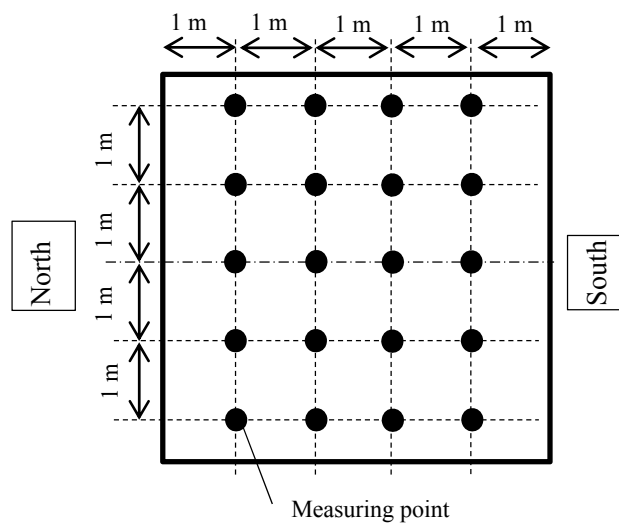


Fig. 3-13 全面エアレーション方式での液位測定点

(4) 超音波式液位計による測定

Fig. 3-14 に超音波式液位計 (UD-500、株式会社キーエンス) の設置方法の概略を示す。超音波式液位計を大型実験水槽の上部の壁面付近に設置して、波と泡による超音波の乱反射を防止するために囲いを設けた。ただし、この囲いは超音波の照射範囲よりも大きく、囲いに超音波が照射されてセンサーが誤動作することはない。また、泡の進入を防いでいるが、水は流入するため、液位の差は生じない。

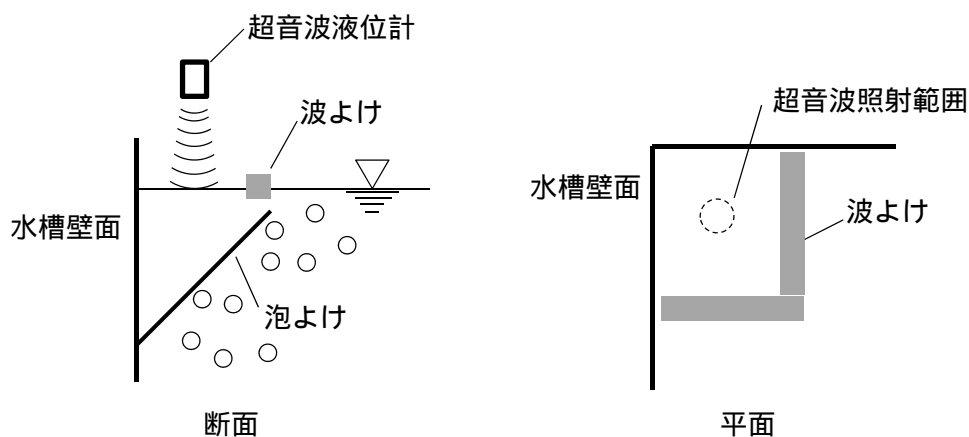


Fig. 3-14 超音波液位計設置箇所の概要図

超音波液位計は、自由界面に向かって照射された超音波が気泡や波によって乱反射された場合は測定不能となるが、本研究のように波と泡による超音波の乱反射を防止した場合は、精度良く液位を測定できる。Terasaka & Tsuge (2003)は写真法によって得られた液位と超音波式によって得られた液位を比較して高い相関性が得られていたと報告しており、Terasaka et al. (2013)はマノメータによる圧力差からガスホールドアップを算出することが困難な気泡塔に対して、超音波式液位計を用いてガスホールドアップを測定している。そこで、本研究では超音波式液位計によって算出したガスホールドアップは真値とみなせると判断した。

超音波式液位計での測定も 120 秒間の平均値を測定値とした。なお、測定中に気泡や波によって測定不能になった時間は、測定時間から除いている。

(5) 実験条件

ガス空塔速度 $u_G = G_s / A_{CS}$ は $0.97 \sim 2.32 \times 10^{-3}$ m/s とした。ここで、 G_s は送風機からの送風空気体積流量[m³/s]、 A_{CS} は水槽の水平断面積[m²]である。

3.4.2 実験結果および考察

Fig. 3-15 にガイドパルス式液位計によって測定した全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの一例を示す。このときの散気装置の設置水深 h は 4.5 m で、ガス空塔速度 u_G は 2.32×10^{-3} m/s である。ガスホールドアップは東西南北の水平方向にほぼ均等に分布していた。また、異なる散気装置の設置水深およびガス空塔速度でも同様に、ガスホールドアップが均等に分布していた。この結果から、全面エアレーション方式においては、一部分でのガスホールドアップを測定することで、水槽全体のガスホールドアップを得ることができると判断した。

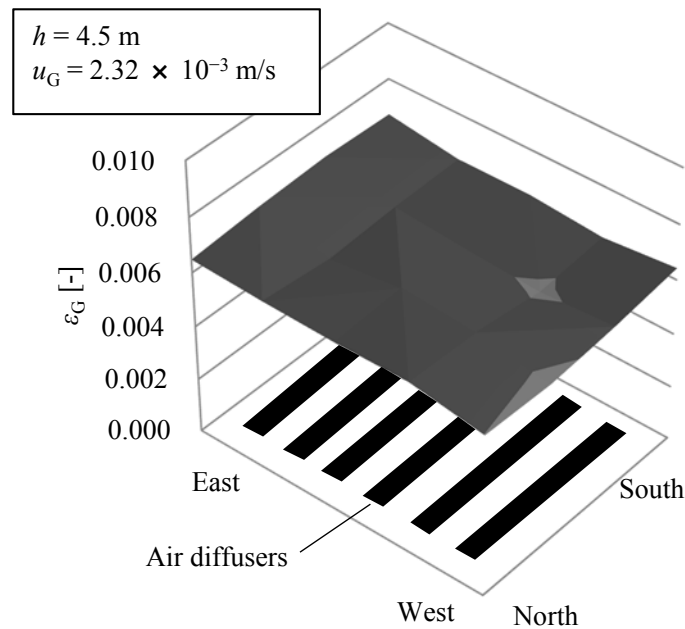


Fig. 3-15 全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの水平方向分布
($h = 4.5$ m, $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s)

次に、ガイドパルス式液位計によるガスホールドアップ測定結果の妥当性を評価するために、超音波式液位計によって測定したガスホールドアップの測定結果との比較を行った。超音波式液位計による測定は Fig. 3-14 に示したように大型実験水槽の角部の1点のみで行ったが、ガイドパルス式液位計によるガスホールドアップの測定結果から、ガスホールドアップがほぼ均等に分布していることを確認していたため、1点の測定結果で代表できると考えた。

Fig. 3-16 に、超音波式液位計によるガスホールドアップの測定結果 $\varepsilon_{G(US)}$ (ほぼ真値に相当) とガイドパルス式液位計によるガスホールドアップの測定結果 $\varepsilon_{G(PG)}$ の比較を示す。ガイドパルス式液位計によって測定したガスホールドアップは、超音波式液位計によって測定したガスホールドアップの0.8倍であった。

以上の結果から、ガイドパルス式液位計によって測定したガスホールドアップを0.8で除した値をガスホールドアップの真値として取り扱う。

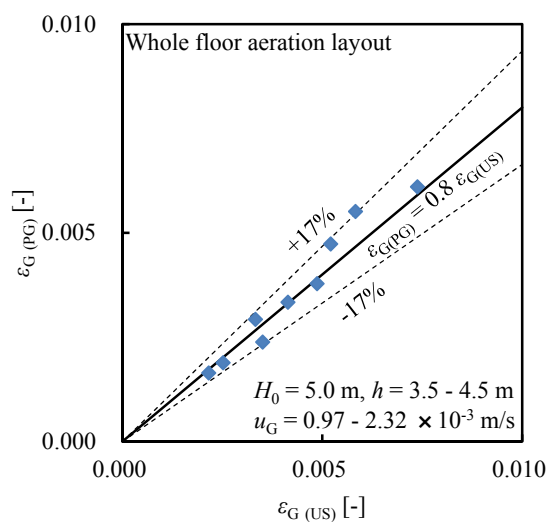


Fig. 3-16 超音波式液位計とガイドパルス式液位計におけるガスホールドアップ測定結果の関係

Fig. 3-17 に、全面エアレーション方式において各測定点で測定したガスホールドアップの平均を水槽全体のガスホールドアップとして示した。いずれの散気装置の設置水深 h においても、ガス空塔速度 u_G の増加に伴いガスホールドアップは増加した。また、いずれのガス空塔速度 u_G においても散気装置の設置水深 h の増加に伴い、ガスホールドアップは増加した。これは、本研究では静止時の水深は 5 m で一定であり、散気装置は水槽底面よりも高い位置に設置されており、散気装置より下側の領域には気泡が存在しなかったためである。

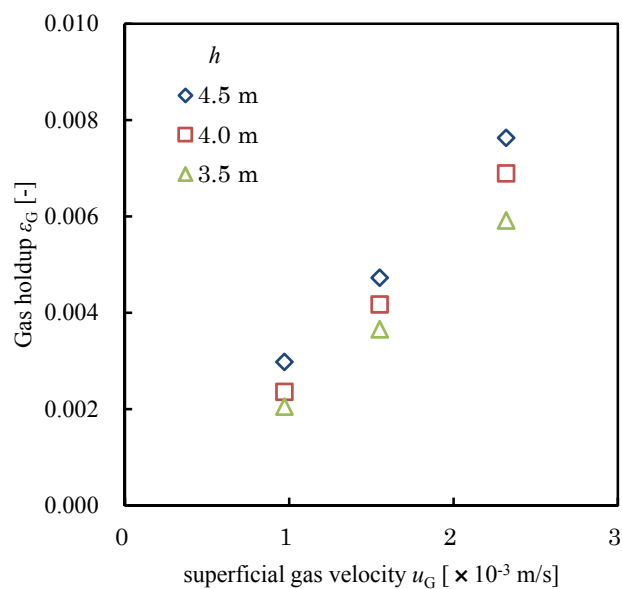


Fig. 3-17 全面エアレーション方式におけるガス空塔速度とガスホールドアップの関係

ガスホールドアップがガス空塔速度と比例関係にあることは、気泡の上昇速度がほぼ変化していないことを示している。気泡の上昇速度（終端速度 u_T ）と気泡径 d の関係は Tomiyama (1998) によって調査され、Fig. 3-18 のように整理されている。Fig. 3-18 から、気泡の終端速度が一定であったことは、気泡の合一が起こらず気泡径は一定であった、もしくは終端速度がほぼ一定値を示す直径 2~8 mm の範囲にあったことを示唆している。

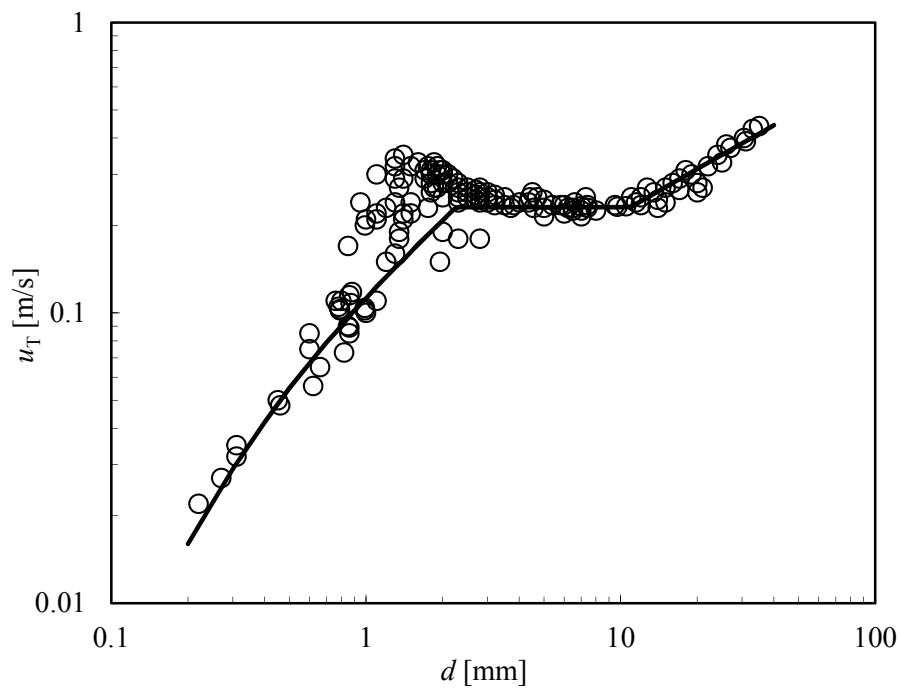


Fig. 3-18 気泡径と終端速度の関係(Tomiyama et al., 1998)

3.5 旋回流エアレーション方式でのガスホールドアップ測定

3.5.1 実験方法

実験に使用した水槽、散気装置、ガイドパルス式液位計などの装置は、全面エアレーション方式におけるガスホールドアップ測定実験と同一であり、ガス空塔速度と散気装置の設置水深も同一である。ただし、本節に示す旋回流エアレーション方式では散気装置の設置レイアウトが異なる。全面エアレーション方式では散気装置を均等に配置したが、旋回流エアレーション方式においては、Fig. 3-19 に示すように南側の壁面に寄せて、幅 3.0 m の範囲に 6 枚のメンブレンパネル式散気装置を配置した。このような配置方法では、エアリフトによって水槽全体での液循環流が発生する。

ガスホールドアップの測定方法は、3.4.1 に示した全面エアレーション方式での測定方法と同様である。

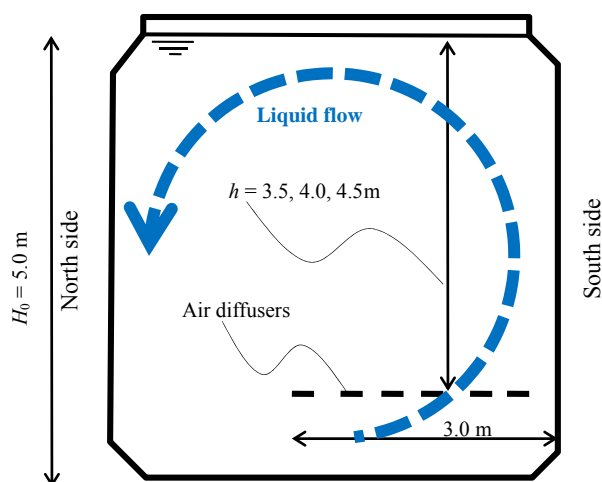


Fig. 3-19 旋回流エアレーション方式の散気装置配置と液流動状態

3.5.2 実験結果および考察

Fig. 3-20 に旋回流エアレーション方式において、ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m とした場合のガスホールドアップの分布の測定結果を示す。散気装置を設置していない北側のガスホールドアップは、散気装置を設置している南側のガスホールドアップよりも小さくなった。ただし、一番北側のガスホールドアップは中央から北側間よりも大きな値を示した。これは、一部の気泡が北側壁面付近の水の下降流によって押し戻されたためである。東西方向のガスホールドアップに関しては、中心付近が最も大きく、東西それぞれの壁面付近が最も小さくなった。これは、南側壁面の中央付近から噴出した気泡が、東西方向に広がったためである。

本研究で使用した大型実験水槽は、東西および南北方向にそれぞれ対称の構造となっており、旋回流エアレーション方式における散気装置の配置方法は東西方向に対称となっていた。旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの分布が Fig. 3-20 に示すように東西方向に対称となった結果は、水槽構造および散気装置の配置方法が東西方向に対称であったことに起因する。

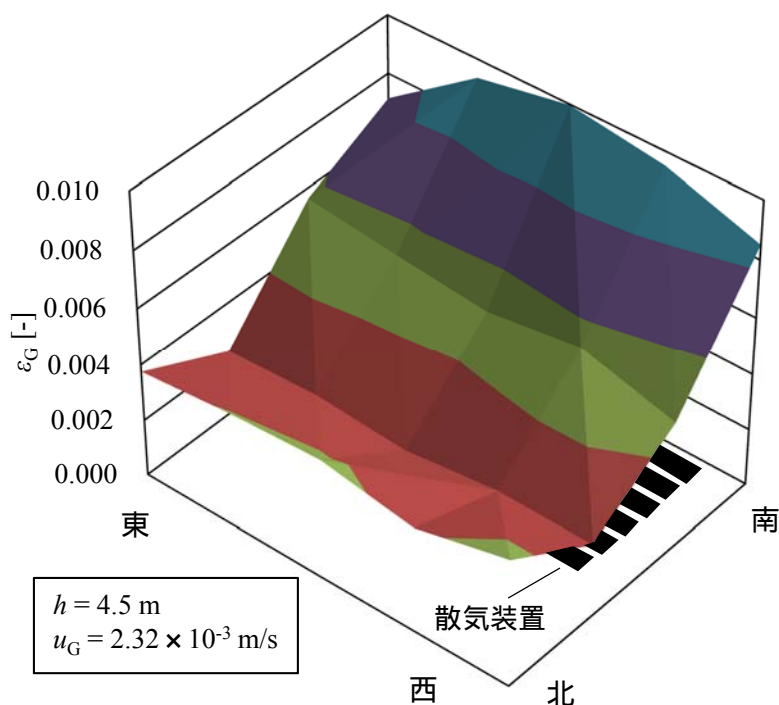


Fig. 3-20 旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの分布
($h = 4.5$ m, $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s)

Fig. 3-21 に旋回流エアレーション方式において、ガス空塔速度 $u_G = 1.55 \times 10^{-3}$ m/s、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m とした場合のガスホールドアップの分布の測定結果（西側のみ）を示す。北側壁面近傍のガスホールドアップが、中央から北側間よりもわずかに大きな値を示している。これは Fig. 3-20 と同様の傾向であり、一部の気泡が北側壁面付近の水の下降流によって押し戻される様子が目視によって確認された。ただし、ガス空塔速度 $u_G = 0.97 \times 10^{-3}$ m/s、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m の条件においては、北側壁面付近の水の下降流による気泡の押し戻し現象は確認されず、ガスホールドアップの分布は南側壁面中央付近を頂点とした山型の分布を示した。

他に北側壁面付近の水の下降流による気泡の押し戻し現象が確認されたのは、ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s、散気装置の設置水深 $h = 4.0$ m とした場合のみであり、その他の条件ではガスホールドアップは南側壁面中央付近を頂点とした山型の分布を示した。

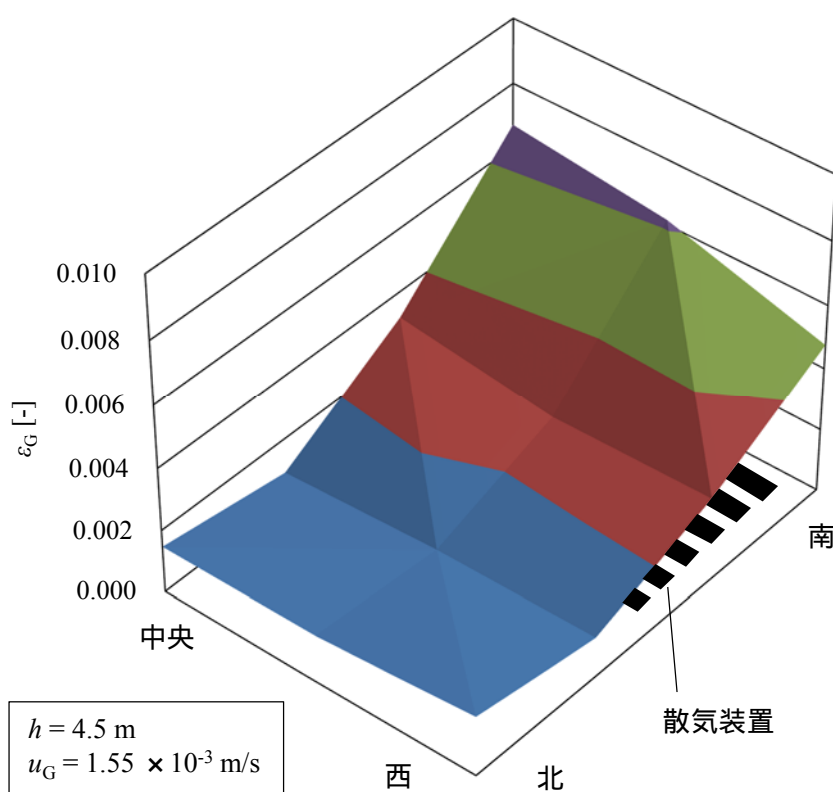


Fig. 3-21 旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの分布
($h = 4.5$ m, $u_G = 1.55 \times 10^{-3}$ m/s)

Fig. 3-22 に、旋回流エアレーション方式において散気装置の設置水深 h およびガス空塔速度 u_G を変化させた際のガスホールドアップ ε_G を示す。各測定点でのガスホールドアップ測定値の算術平均値を水槽全体でのガスホールドアップとした。Fig. 3-17 に示した全面エアレーション方式の場合と同様に、ガス空塔速度によらず散気装置の設置水深の増加に伴いガスホールドアップも増加した。しかし、全面エアレーション方式の場合と比較すると、同じ散気の設置水深・ガス空塔速度の条件下では、旋回流エアレーション方式の場合の方がガスホールドアップは小さかった。これは、エアリフトによって生じた液循環流によって気泡の上昇速度が静止液中の気泡上昇速度よりも大きくなり、自由界面に到達するまでの時間が減少したためである。

Fig. 3-20 に示したように、局所のガスホールドアップの差の増大に伴って、循環液流の流速が増大し、一部の気泡が下方へ押し戻される。このため、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m とした場合は、ガス空塔速度 $u_G = 0.97$ および 1.55×10^{-3} m/s におけるガスホールドアップの2点を結んだ直線をガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s に外挿したガスホールドアップよりも、ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s におけるガスホールドアップの測定値の方が大きかった。

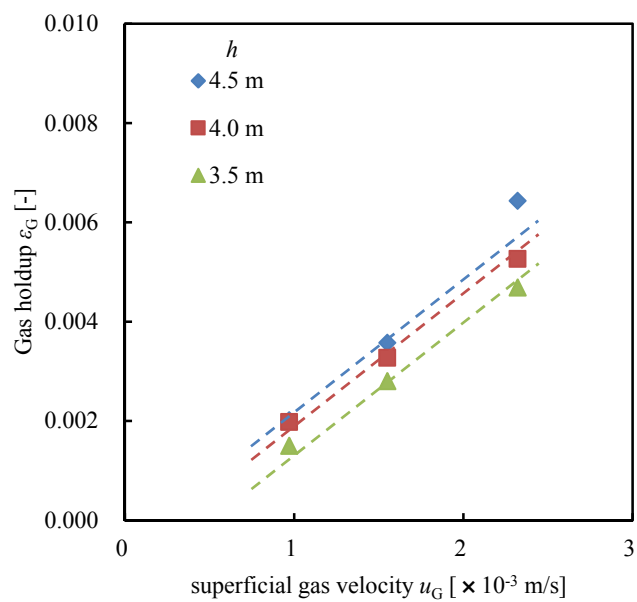


Fig. 3-22 旋回流エアレーション方式におけるガス空塔速度とガスホールドアップの関係

3.6 気泡塔向けガスホールドアップ推算式の拡張

3.6.1 全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算

曝気中のエアレーションタンクは Fig. 3-23 に示すように、散気装置より上部の気泡の存在する曝気ゾーンと、気泡の存在しない散気装置下部ゾーンに分かれていた。大型実験水槽において、散気装置の設置水深 h は 3.5 ~ 4.5 m の範囲で変化させ、ガス空塔速度 u_G は $0.97 \sim 2.32 \times 10^{-3}$ m/s の範囲で変化させたが、いずれの場合においても 2 つのゾーンに分かれていたことが観察窓から確認できた。

曝気ゾーンの体積およびガスホールドアップをそれぞれ V_A [m³], ε_A [-] とし、散気装置下部ゾーンの体積およびガスホールドアップをそれぞれ V_U [m³], ε_U [-] とすると、エアレーションタンク全体でのガスホールドアップ ε は式(3-3)で表される。

$$\varepsilon V = \varepsilon_A V_A + \varepsilon_U V_U \quad (3-3)$$

ここで、 V は水槽全体の気液混相の体積[m³]である。観察結果から $\varepsilon_U = 0$ であり、式(3-3)は式(3-4)のようになる。

$$\varepsilon = \varepsilon_A \frac{V_A}{V} = \varepsilon_A \frac{H - (H_0 - h)}{H} = \varepsilon_A \left(\frac{1}{1 - \varepsilon_A} - 1 + \frac{h}{H_0} \right) \quad (3-4)$$

$\varepsilon_A \ll 1$ のとき、 $1 / (1 - \varepsilon_A) \approx 1$ と近似でき、式(3-5)となる。

$$\varepsilon \cong \varepsilon_A \frac{h}{H_0} \quad (3-5)$$

散気装置の設置水深 h と静止時の液位 H_0 が等しい場合 ($h = H_0$) $\varepsilon = \varepsilon_A$ となる。

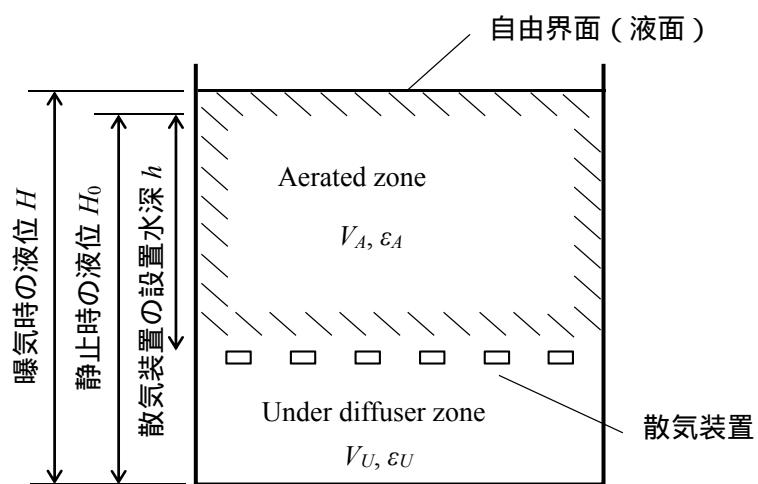


Fig. 3-23 エアレーションタンク内で観察された2つのゾーン

Fig. 3-24 に、全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの実測値と、散気装置の設置水深 h の関係と式(3-5)から得られた推算値を示した。なお、式(3-5)における ε_A は式(2-3)より算出した。ガス空塔速度 $u_G = 0.97$ および 1.55×10^{-3} m/s の場合は、式(3-5)と実測値はよく一致している。ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s の場合は、式(2-3)と式(3-5)より算出されたガスホールドアップは実測されたガスホールドアップよりも小さい値を示した。これは、自由界面付近に到達した気泡の一部が、局所的な液の下降流によって押し戻されていたためであると推測される。

Fig. 3-25 に全面エアレーション方式において測定されたガスホールドアップ ε_{exp} と、式(2-3)および式(3-5)より推算されたガスホールドアップ ε_{cal} の比較を示した。Fig. 3-25 からわかるように、本研究の実験条件の範囲（ガス空塔速度 $u_G = 0.97 \sim 2.32 \times 10^{-3}$ m/s、散気装置の設置水深 $h = 3.5 \sim 4.5$ m）において、 $\pm 12\%$ の誤差範囲で推算できた。

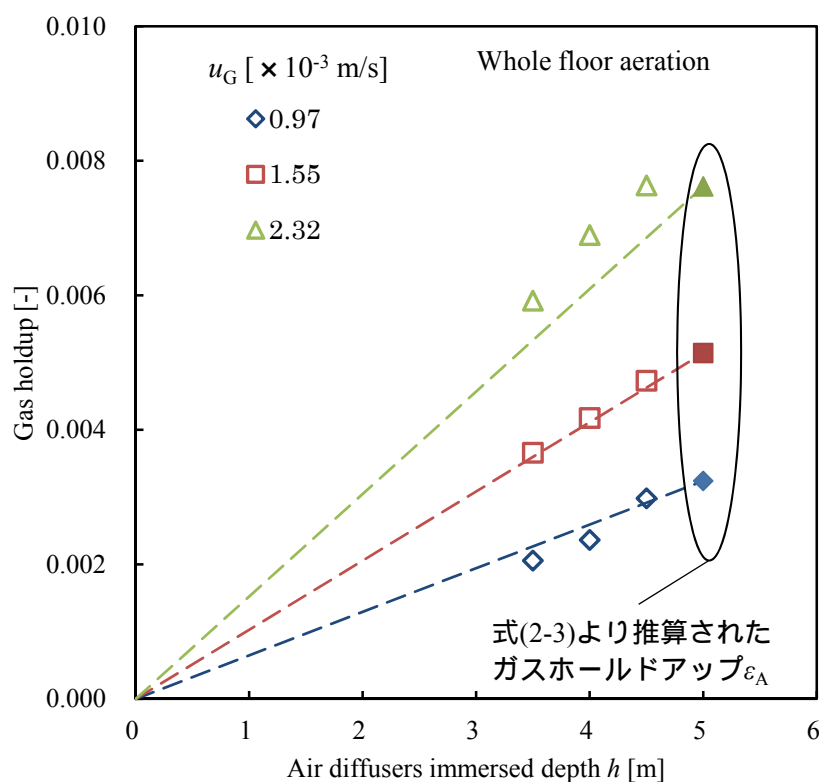


Fig. 3-24 全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの実測値と推算式
(破線は式(3-5)を示す)

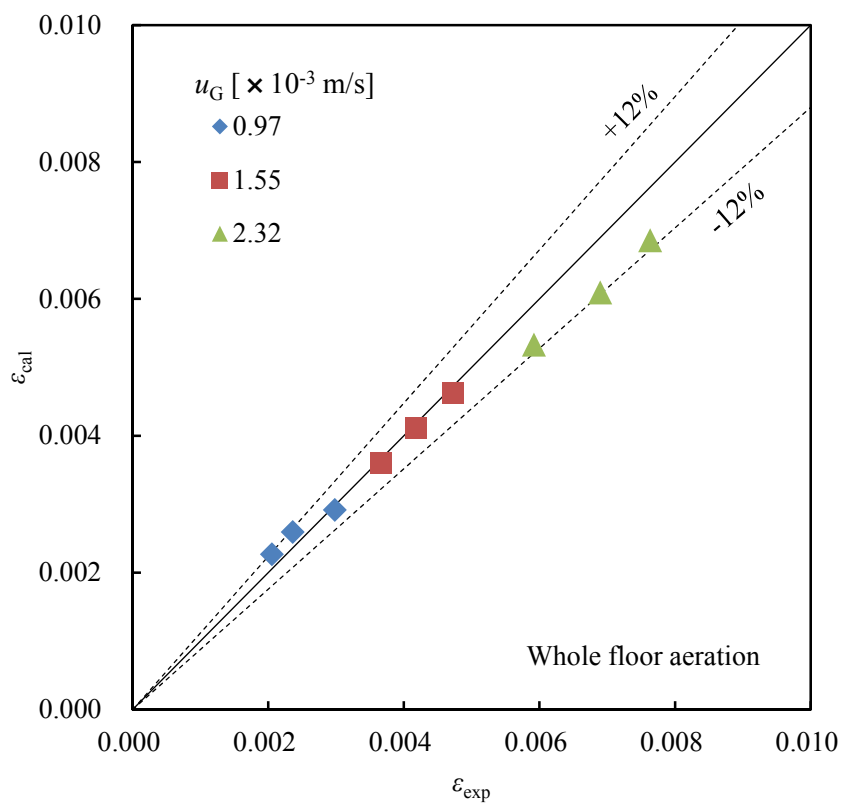


Fig. 3-25 全面エアレーション方式におけるガスホールドアップ推算方式の評価

3.6.2 旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算

エアレーションタンク内を2つのゾーンに分けて捉えることで、気泡塔向けのガスホールドアップ推算式を用いて全面エアレーション方式におけるガスホールドアップは推算可能となった。次に、旋回流エアレーション方式について、ガスホールドアップの推算方法を検討する。

Fig. 3-26 に全面エアレーション方式と旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの測定値の関係を示す。旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップは、同一の実験条件（ガス空塔速度 u_G および散気装置の設置水深 h ）の場合、全面エアレーション方式におけるガスホールドアップよりも小さい値を示した。旋回流エアレーション方式では、エアリフト効果によって水槽の幅と同程度の直径を有する液循環流が発生する。このため気泡は、液上昇流部分では全面エアレーション方式の場合よりも短時間で自由界面に到達する。気泡が自由界面に到達する時間の減少に伴ってガスホールドアップは減少するため、旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップは全面エアレーション方式における同一実験条件でのガスホールドアップよりも小さい値を示した。

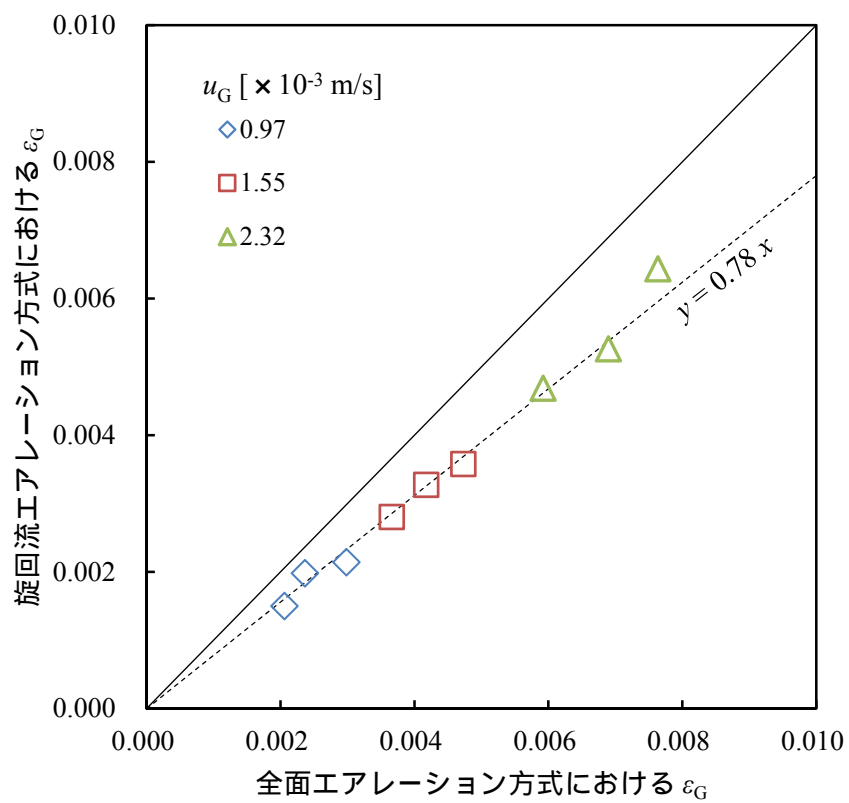


Fig. 3-26 エアレーション方式の違いとガスホールドアップの関係

Fig. 3-26 より、旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップは、同一実験条件（ガス空塔速度 u_G および散気装置の設置水深 h ）での全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの 0.78 倍であったことがわかる。この結果は、異なるガス空塔速度 u_G および散気装置の設置水深 h においても同様であり、全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算式に 0.78 を乗じることで、旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップを推算することが可能であることを示している。つまり、旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップは式(3-6)によって推算できる。

$$\varepsilon \cong 0.78 \times \varepsilon_A \frac{h}{H_0} \quad (3-6)$$

Fig. 3-27 に旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算結果を示す。ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s において、推算値が実験値よりも小さい値を示している。この原因は、散気装置を設置していない水槽北側壁面付近に生じた液下降流による気泡の押し戻し現象を考慮できていないためであると考えられる。

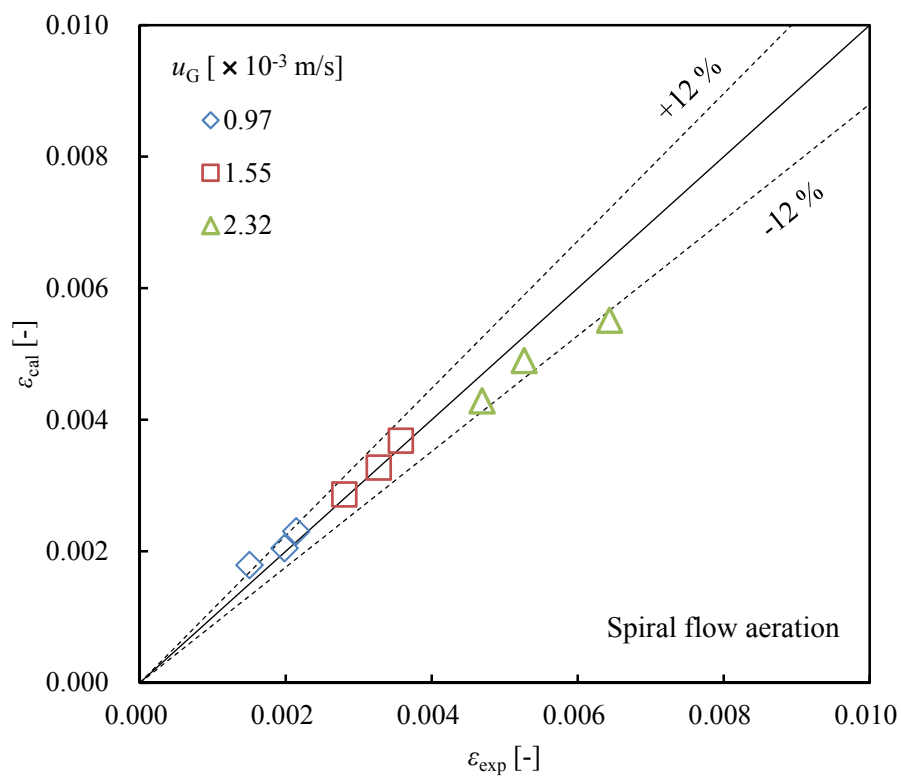


Fig. 3-27 旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップ推算方法の評価

3.7 小括

第 3 章では、エアレーションタンクのガスホールドアップの測定方法と測定結果および推算方法について記した。

まず、アクリルガラス壁面の水槽（水深 1.4 m）を用いて、写真法とガイドパルス式液位計による測定結果の比較から、ガイドパルス式液位計によるガスホールドアップ測定結果に対する補正係数を求めた。つぎに、大型実験水槽における全面エアレーション方式について、ガスホールドアップの測定に実績のある超音波式液位計による測定結果と、ガイドパルス式液位計による測定結果を比較し、ガイドパルス式液位計によるガスホールドアップ測定方法が有効であることを確認した。

大型実験水槽での全面エアレーション方式において、散気装置の設置水深によらずガス空塔速度に比例してガスホールドアップが増加することが確認され、気泡の合一がほぼ起こっていない、もしくは終端速度がほぼ一定値を示す直径 2~8 mm の範囲にあったことが示唆された。

また、旋回流エアレーション方式では、底面に散気装置を設置している範囲のガスホールドアップが、それ以外の範囲のガスホールドアップより大きくなった。ただし、エアリフト効果によって生じた水の循環流により、壁面付近の水の下降流が一部の気泡を押し下げている様子が確認された。

エアレーションタンク内を気泡の存在する曝気ゾーンと、気泡の存在しない散気装置下部ゾーンに分けて捉えることで、気泡塔におけるガスホールドアップ推算式を用いてエアレーションタンクのガスホールドアップが推算可能であることを確認した。

第4章 気泡 自由界面同時酸素移動モデル

一般に、気泡塔におけるガス溶解は、主に気泡と液バルク間の物質移動に着目しており、自由界面(液面)でのガス移動については、気泡と液バルク間の界面積に比べて自由界面の面積が非常に小さいとし、考慮されないことが多い。しかし、気泡数が少ない、つまりガスホールドアップが小さい条件や、河川のようにほぼ気泡が存在していない系においては、自由界面での物質移動が重要となる。

4.1 自由界面でのガス移動

気泡と液バルクの界面だけでなく、自由界面も気液界面であるため、物質移動が行われている。しかしながら、一般的な気泡塔のガス空塔速度の条件下では、自由界面の面積は気泡と液バルクとの界面積に比べて小さいため、自由界面でのガス移動は考慮されていない(Akita & Yoshida, 1973)。一方、エアレーションタンクは水槽の幅が水深の1~2倍の大きさであり、気泡塔と比較すると液相容積に対する自由界面の面積割合が大きい。また、気泡塔におけるガス空塔速度は 5×10^{-3} m/s以上で用いられることが多く、エアレーションタンクにおけるガス空塔速度は 5×10^{-3} m/s未満であることが多い。このため、ザウター平均気泡径が同程度である場合、気泡と液バルク間の界面積は気泡塔よりもエアレーションタンクの方が小さい。柏谷ら(1971)は、河川における再曝気係数を使ってエアレーションタンクの自由界面からの酸素移動量を推算し、自由界面からの酸素の溶解は全酸素溶解量の1.5~5%程度であると報じている。一方で、近年の研究では自由界面におけるガス移動について実験的に検討した結果の報告(DeMoyer et al., 2003)もある。

4.1.1 河川における再曝気

河川などの水域においては、濃度差によって大気中から水中へ酸素が供給される。この時の酸素の溶解速度は濃度勾配に比例し、その比例係数を再曝気係数といい、式(4-1)で表される。

$$\frac{dC}{dt} = K_2(C_s - C) \quad (4-1)$$

ここで、 C は溶存酸素濃度[mg/L]、 K_2 は再曝気係数[s⁻¹]、 C_s は飽和溶存酸素濃度

[mg/L]である。再曝気係数 K_2 は、液流速 u_L と水深 D [m]の関数として、多数の推算式が提案されている(Palumbo et al., 2014)。しかし、これらの再曝気係数の推算式は、気泡の存在している自由界面は考慮していない。

4.1.2 曝気槽におけるガス移動

一方で、気泡が自由界面に到達した際のガス移動に関して研究された例もある。Sakai & Kusakabe (2004)は、気泡から液相へ酸素が移動するプロセスは、(1)気泡生成時、(2)気泡が液バルク中を上昇する間、(3)気泡が自由界面に到達して破裂するまで、に分けられるとし、二酸化炭素ガスを水に溶解させる実験において、水深を減少させた時(つまり、気泡 液バルク間の界面積を小さくした時)の K_{La} の変化を測定して、気泡上昇時のガス溶解に関する K_{La} を得ている。さらに、自由界面に到達した二酸化炭素の気泡をカップで捕集して、自由界面において気泡が破裂する際に生じる物質移動の効果を測定した。これらの実験によって、(1)気泡生成時、(2)気泡上昇時、(3)気泡破裂時の各 K_{La} を分離した。その結果、気泡生成時の物質移動係数が最も大きく気泡上昇時の10倍程度であり、気泡破裂時の物質移動係数は気泡上昇時と同程度であると報告している。

DeMoyer et al. (2003)は、ヘンリー定数の違いによって、水中を上昇する気泡中の各ガス成分(主に窒素と酸素)の分圧比が変化することを指摘している。彼らは、液バルク中を上昇する気泡中のガス成分の分圧比変化と、自由界面でのガス移動の両方を考慮した物質移動モデルを提案している。さらに、気泡プルームの噴出箇所以外の自由界面を発泡スチロールで覆い、気泡プルーム噴出部とそれ以外の部分での物質移動係数をそれぞれ算出しており、気泡プルーム噴出部の物質移動係数はそれ以外の自由界面での物質移動係数よりも非常に大きいことを示した。DeMoyer et al. (2003)の報告に基づくと、エアレーションタンクにおける自由界面での物質移動には、気泡の有無が大きく影響しており、河川の再曝気とは異なるメカニズムであることが示唆される。

4.2 総括物質移動容量係数測定実験

エアレーションタンクは気泡中の酸素を液相に溶解して供給することが主な役割となっているため、液側物質移動容量係数 $k_L a$ を測定して、その酸素溶解性能を評価する。また、酸素の液側の物質移動の抵抗が大きいため、液側物質移動容量係数 $k_L a$ を総括物質移動容量係数 $K_L a$ として扱う。

(1) 大型実験水槽

総括物質移動容量係数 $K_L a$ の測定に使用した水槽は、ガスホールドアップの測定を行った水槽（大型実験水槽）と同一であり、寸法は幅 5 m×奥行 5 m×水深 5 m である。

Fig. 4-1 に示すように、溶存酸素（DO, Dissolved Oxygen）濃度計（DO-31P, 東亜 DKK）のセンサープローブを異なる位置・水深に合計 4 台（A～D）設置した。

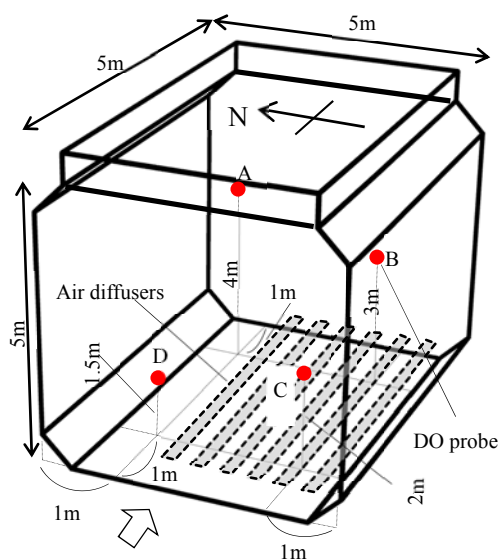


Fig. 4-1 大型実験水槽内の溶存酸素濃度計のセンサープローブの設置位置（赤丸）

(2) 散気装置

ガス分散器として使用したのはメンブレンパネル式散気装置（エアロウイング T4.0、三機工業株式会社、Fig. 3-12）で、水槽底部に6枚設置した。

この散気装置は、第3章においてガスホールドアップの測定を行った際に使用したものと同一である（3.4.1 (2)を参照）。

(3) 総括物質移動容量係数 K_La の算出方法

窒素ガス曝気によって溶存酸素をストリッピングし、溶存酸素濃度を 0.5 mg/L 以下とした後、空気曝気に切り替えて溶存酸素濃度の時間変化を DO 計により測定・記録した。この時、同時に水温と送風空気温度・圧力も記録した。

K_La は DO 濃度の時間変化と式(4-2)の関係にある。

$$\frac{dC}{dt} = K_La(C_S - C) \quad (4-2)$$

ここで、 C は DO 濃度[mg/L]、 C_S は平衡状態の DO 濃度[mg/L]である。これを積分して整理すると

$$K_La = \frac{1}{t_2 - t_1} \ln \left(\frac{C_S - C_1}{C_S - C_2} \right) \quad (4-3)$$

となり、DO 濃度の時間変化を対数グラフにプロットすると、その傾きから K_La が得られる。ここで、 C_i は時刻 t_i ($i = 1, 2$) における DO 濃度[mg/L]を示している。

(4) 散気装置の設置方法およびガス空塔速度

散気装置の設置方法は全面エアレーション方式および旋回流エアレーション方式で、設置水深 h は 3.5~4.5 m とし、ガス空塔速度 u_G は $0.97 \sim 2.32 \times 10^{-3}$ m/s とした。これは、第3章におけるガスホールドアップの測定時と同条件である。Table 4-1 に $K_L a$ 測定実験の条件一覧を示す。

Table 4-1 大型実験水槽における $K_L a$ 測定実験の条件一覧

条 件	方式および値
エアレーション方式	全面エアレーション 旋回流エアレーション
散気装置の設置水深 h	3.5 m 4.0 m 4.5 m
ガス空塔速度 u_G	0.97×10^{-3} m/s 1.51×10^{-3} m/s 2.32×10^{-3} m/s

4.3 大型実験水槽内の混合状態

まず、エアレーションタンク内の混合状態を確認するために、最も攪拌が不十分となると予想される条件で全面エアレーション方式、旋回流エアレーション方式のそれぞれで溶存酸素濃度の分布を測定した。エアレーションタンク内の散気装置より上部には気泡が存在しており、液相が十分に混合されていると推測されたが、散気装置より下部では気泡は存在しておらず、液相の混合が不十分となっている可能性があった。そこで、散気装置の設置水深 h は、最も浅い条件である 3.5 m とした。また、エアレーションタンクの自由界面(液面)における液流速はガス空塔速度 u_G に比例して大きくなっており、水槽内の混合強度もガス空塔速度に比例すると推測されたため、最も低い $0.97 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ とした。

Fig. 4-2 に 4 つの DO センサーで記録した、DO 濃度の時間変化を示す。Fig. 4-2 において、A~D のセンサーで測定された DO 濃度値は異なる色で示されている。全面エアレーション方式において、これらの 4 つのセンサーが示した DO 濃度値には時間遅れがなかった。また、旋回流エアレーション方式においても、1 つの故障したセンサーを除き時間遅れが認められなかった。したがって、散気装置のレイアウト方法に関係なく、大型実験水槽内は完全混合状態であったと推測される。

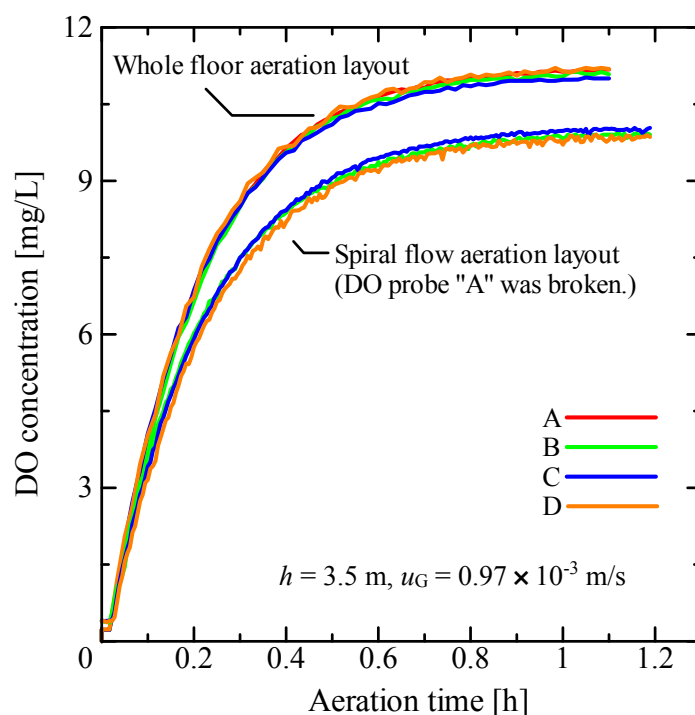


Fig. 4-2 エアレーション方式による DO 濃度経時変化の違い

4.4 エアレーションタンクにおける総括物質移動容量係数

4.4.1 気泡 自由界面同時酸素移動モデル

エアレーションタンクの水は、2つの酸素供給源に接している。1つは、液バルク中に分散している気泡で、もう一方は自由界面の大気である。そこで、エアレーションタンクにおける全体の酸素移動は式(4-4)のように表される。

$$\frac{dC}{dt} = (K_L a)_b (C^* - C) + (K_L a)_s (C_\infty - C) \quad (4-4)$$

ここで、 C^* は酸素の気液平衡濃度[mg/L]、 C_∞ は大気圧下での液相の飽和酸素濃度[mg/L]である。また、 $(K_L a)_b$ は液バルクと気泡の間の総括酸素物質移動容量係数、 $(K_L a)_s$ は自由界面における総括物質移動容量係数である。 C_∞ と C^* が、ほぼ等しい($C_\infty \approx C^*$)とみなせる場合、エアレーションタンク全体の総括物質移動容量係数は式(4-5)で表される。

$$K_L a = (K_L a)_b + (K_L a)_s \quad (4-5)$$

4.4.2 液バルク中に分散した気泡からの酸素移動

塔径よりも大きな液位を有する気泡塔に対して、Akita & Yoshida (1974)によってガスホールドアップ ε_G 、ザウター平均気泡径 d_{32} 、および液側物質移動係数の推算式が提案されていることは、すでに第2章に記した。この液側物質移動係数は、気泡と液バルクの間的气体移動に関するものであるため、 k_{Lb} と記して自由界面における物質移動係数と区別すると、式(4-6)となる。

$$\frac{k_{Lb} d_{32}}{D_L} = 0.5 \left(\frac{v_L}{D_L} \right)^{1/2} \left(\frac{g d_{32}^3}{v_L^2} \right)^{1/4} \left(\frac{g d_{32}^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{3/8} \quad (4-6)$$

ただし、Akita & Yoshida (1974)の推算式はガスホールドアップ $\varepsilon_G < 0.14$ 、塔径 $D_T < 0.3$ m、ガス空塔速度 $u_G = 9.25 \sim 42.8 \times 10^{-3}$ m/sの範囲で良い推算結果を得られ、塔径 D_T が0.3m以上の場合は、 $D_T = 0.3$ mとすると良い結果が得られるとShah et al. (1982)が報じている。

単位体積あたりの液バルク 気泡間の界面積を a_b [m²/m³]とすると、液バルクと気泡の間の物質移動容量係数は $k_{Lb} a_b$ となる。Akita & Yoshida (1974)の推算式に物性と運転条件を与えることで k_{Lb} 、 ε_G および d_{32} がそれぞれ得られ、式(4-7)に各値を代入することより $k_{Lb} a_b$ が算出される。

$$k_{Lb} a_b = k_{Lb} \frac{6 \varepsilon_G}{d_{32}} \quad (4-7)$$

酸素のように難溶解性のガスについては、気相側境膜の抵抗は液相側境膜の抵

抗に比べて無視できる程度であるため、総括物質移動容量係数 $(K_La)_b$ は液側物質移動容量係数 $k_{Lb}a_b$ と等しいとみなせる。

$$(K_La)_b \cong k_{Lb}a_b \quad (4-8)$$

気泡塔のように、自由界面の面積が液バルクと気泡の気液界面積より十分に小さくて無視できる場合 ($(K_La)_s \cong 0$) は、総括物質移動容量係数は式(4-9)のようになる。

$$K_La \cong (K_La)_b \quad (4-9)$$

4.4.3 自由界面での酸素移動

エアレーションタンクは、水槽の幅が水深の1~2倍程度になるように設計されるため、広い自由界面を有することになり、ガス空塔速度が小さい場合は、液バルク中の気泡からの酸素移動は、自由界面での酸素移動に対して十分に大きいとは言えない。つまり、自由界面での酸素移動が無視できなくなる。

DeMoyer et al. (2003)は直径7.6 m、水深9.25 mの円筒形エアレーションタンクを用いて実験を行い、自由界面での総括物質移動容量係数 $(K_La)_s$ を算出した。その結果、ガス空塔速度が 0.88×10^{-3} m/s以下の条件において、 $(K_La)_s$ の値は液バルクと気泡間の総括物質移動容量係数 $(K_La)_b$ に対して59~85%であったと報じている。

Schierholz et al. (2006)はDeMoyer et al. (2003)の報告に基づき、数種類のエアレーションタンクの複数の実験条件に対して、 $(K_La)_s$ を算出し、数種の無次元数によって整理できることを示している。

$$Sh_s = 49Sc^{1/2} Re \left(\frac{A_{CS}}{h^2} \right)^{0.72} \quad (4-10)$$

ここで、 Sh_s は自由界面におけるシャーウッド数($=k_{Ls}A_s/(hD_L)$)、 k_{Ls} は自由界面における物質移動係数[m/s]、 A_{CS} はエアレーションタンクの水平断面積[m²]であり、 A_s は自由界面の面積[m²]である。 Sc はシュミット数($=\nu_L/D_L$)であり、 Re はレイノルズ数である。代表速度にはガス空塔速度 $u_G = G_s/A_{CS}$ [m/s]を使用し、代表長さには散気装置の設置水深 h [m]を用いている。気相の物質移動抵抗は無視でき、液側物質移動係数を総括物質移動係数とみなすことができるので、水槽内の気液混相流容積 V [m³]を用いて式(4-10)を書き換えると式(4-11)のようになる。

$$(K_La)_{s, Sch} = 49 \frac{G_s}{V} \left(\frac{D_L}{\nu_L} \right)^{1/2} \left(\frac{h^2}{A_{CS}} \right)^{0.28} \quad (4-11)$$

式(4-5)に式(4-11)を適用すると、エアレーションタンク全体の総括物質移動容量係数は、式(4-12)で表される。

$$K_La = (K_La)_b + (K_La)_{s, Sch} \quad (4-12)$$

4.4.4 自由界面での酸素移動モデルの修正

Schierholz et al. (2006)は Re 数における代表速度と代表長さに、それぞれガス空塔速度 u_G と散気装置の設置水深 h を用いている。しかしながら、DeMoyer et al. (2003)は自由界面において気泡ブルームが自由界面に到達した範囲と、それ以外の範囲で物質移動係数が大きく異なることを報告している。つまり、自由界面における物質移動は自由界面付近の流動状態(乱流)の影響を受けていることが示唆されている。したがって、式(4-10)における Re 数は、自由界面付近の流動状態を表したものが適切であると考えられる。

旋回流エアレーション方式では、前述のとおり水槽全域にわたる大きさの液循環流が生じている(Fig. 3-19 参照)ため、自由界面近傍では鉛直方向の速度成分は無視でき、水平方向の速度成分が支配的になっている。また、全面エアレーション方式では、Fig. 4-3 に示すようにエアリフト効果によって持ち上げられた水は、自由界面に到達した後、水平方向へ向きを変えて広がる。つまり、自由界面近傍での液流速 u_{Ls} [m/s]とは水平方向の液速度を示しており、代表速度に u_{Ls} を用いることで、自由界面付近の流動状態(乱流)を適切に表すことができる。

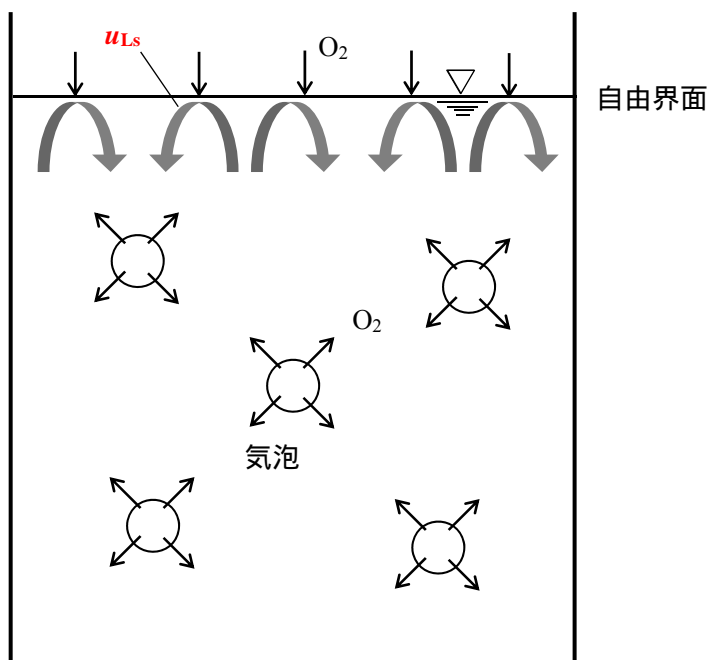


Fig. 4-3 全面エアレーション方式におけるエアレーションタンク内の酸素移動と液流動の模式図

Sekizawa et al. (1985)が、エアレーションタンクにおける水槽の幅 W [m]、静止水深 H_0 [m]、散気装置の設置水深 h [m]、およびガス空塔速度 u_G [m/s]を用いた自由界面近傍の液流速 u_{Ls} [m/s]の推算式の式(4-13)を提案している。

$$u_{Ls} = n \left\{ hu_G \left(\frac{h}{H_0} \right)^{1/2} \left(\frac{H_0}{W} \right)^{1/3} \right\}^m \quad (4-13)$$

ここで、 m, n は Table 4-2 に示す係数である。

Table 4-2 実験的に得られた式(4-13)における m, n の値

	m	n
$hu_G \left(\frac{h}{H_0} \right)^{1/2} \left(\frac{H_0}{W} \right)^{1/3} \leq 0.002$	0.64	25.4
$hu_G \left(\frac{h}{H_0} \right)^{1/2} \left(\frac{H_0}{W} \right)^{1/3} > 0.002$	0.46	8.3

代表長さに水力直径 $D_e (= 2A_{CS}/(L+W))$ [m]を用いると式(4-10)は式(4-14)に書き換えられる。

$$(K_L a)_{s, \text{Mod}} = \frac{\alpha}{V} h D_L \left(\frac{v_L}{D_L} \right)^{1/2} \frac{u_{Ls} D_e}{v_L} \left(\frac{A_{CS}}{h^2} \right)^{0.72} \quad (4-14)$$

ここで、 α は補正係数で、本研究では実験結果と推算値の差が最小となる値は 0.15 であった。Schierholz et al. (2006)の報告では α は 49 であり、本研究とは大きな隔たりがある。彼らは Re 数の代表速度と代表長さに、それぞれガス空塔速度 u_G と散気装置の設置水深 h を用いており、Schierholz et al. (2006)の使用した実験条件の範囲では $Re = 60 \sim 55000$ となっている。一方、本研究では $Re = 2.8 \times 10^6 \sim 5.0 \times 10^6$ となっている。つまり、Schierholz et al. (2006)と本研究の補正係数 α の差は、 Re 数の違いが原因となっている。

以上から、エアレーションタンク全体の総括物質移動容量係数 K_{La} は、式(4-15)のように表すことができる。

$$K_{La} = (K_{La})_b + (K_{La})_{s, \text{Mod}} \quad (4-15)$$

4.4.5 酸素移動モデルの検証

Fig. 4-4 に、実験によって得られた水槽全体の総括物質移動容量係数 $(K_La)_{Exp}$ 、気泡からのみの酸素移動モデル(式(4-9))、気泡 - 自由界面同時酸素移動モデル(式(4-12))、および修正した自由界面-気泡同時酸素移動モデル(式(4-15))による推算値を比較した結果を示す。ただし、 $(K_La)_b$ の算出に必要なガスホールドアップは実測値を用いた。

気泡からのみの酸素移動のモデル(式(4-9))は、すべての実験条件において実験値に対して過小評価した結果となっている。また、 $(K_La)_{Exp}$ の増加に伴い推算値との差は大きくなった。

気泡 - 自由界面同時酸素移動モデル(式(4-12))による推算値は実験値と同様の傾向を示したが、いずれの条件においても実験値よりも小さい値であった。自由界面における乱流による酸素の溶解および拡散を適切に考慮できていないためであると考える。

本研究で提案している修正した気泡 - 自由界面同時酸素移動モデル(式(4-15))による推算値は、実験条件の範囲において実験値と良好に一致していた。この推算結果は、旋回流エアレーション方式だけでなく、全面エアレーション方式でも実験値と良く一致しており、エアレーション方式によらずエアレーションタンクにおける酸素移動を説明するために適切であった。

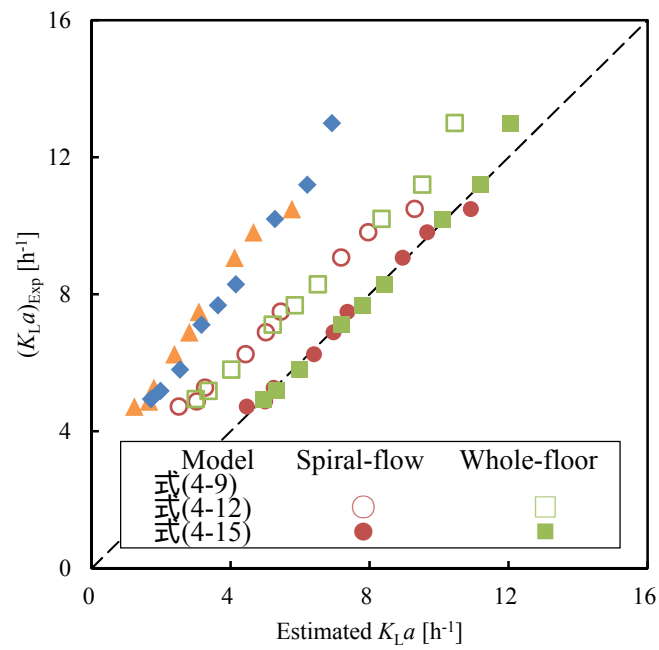


Fig. 4-4 エアレーションタンクにおける 3 つの酸素移動モデルの比較

Fig. 4-5 に DeMoyer et al. (2003) が報じた $(K_L a)_s$ と式(4-14)より推算された自由界面での物質移動容量係数 $(K_L a)_{s,mod}$ とガス空塔速度の関係を示す。 $(K_L a)_{s,mod}$ は、DeMoyer et al. (2003) が報じた $(K_L a)_s$ の 7~18 倍となっており、同程度のガス空塔速度における値(外挿値)を比較しても 5 倍程度の開きがある。この理由として、自由界面において気泡の分散している面積の違いが挙げられる。Fig. 4-6 に水槽内の気泡プルームの分散状態の模式図を示す。DeMoyer et al. (2003) は、気泡プルームが自由界面に湧き上がっている部分と、それ以外の自由界面に分けて物質移動係数を算出しており、気泡プルームが湧き上がっている部分の物質移動係数は、その他の範囲の物質移動係数の数十倍であると報告している。つまり、自由界面に到達した気泡が酸素の移動を促進していることを示している。彼らの実験では、気泡プルームが自由界面に占める面積の割合は 5.7% であった。一方で、本研究では気泡はエアレーション方式によらず気泡プルームは自由界面全体に広がっていた。補正係数 α には気泡が自由界面を覆う面積比率も含まれていると推測される。

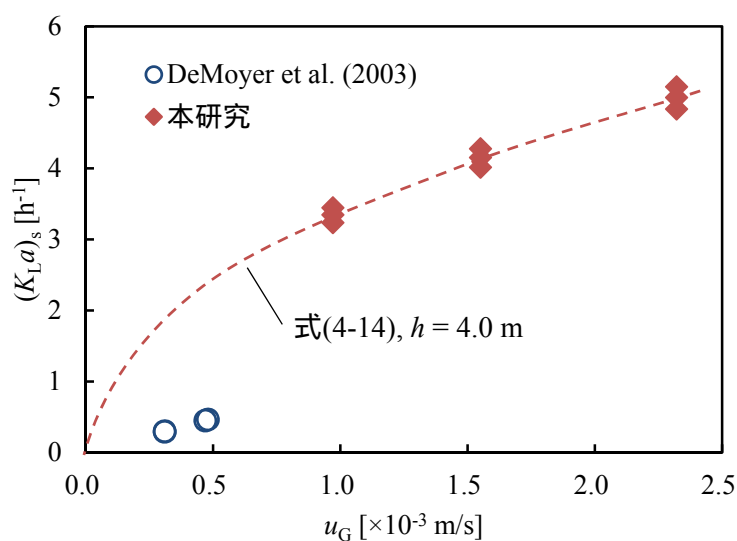


Fig. 4-5 $(K_L a)_s$ の既報の実験値と本研究での推算値の比較

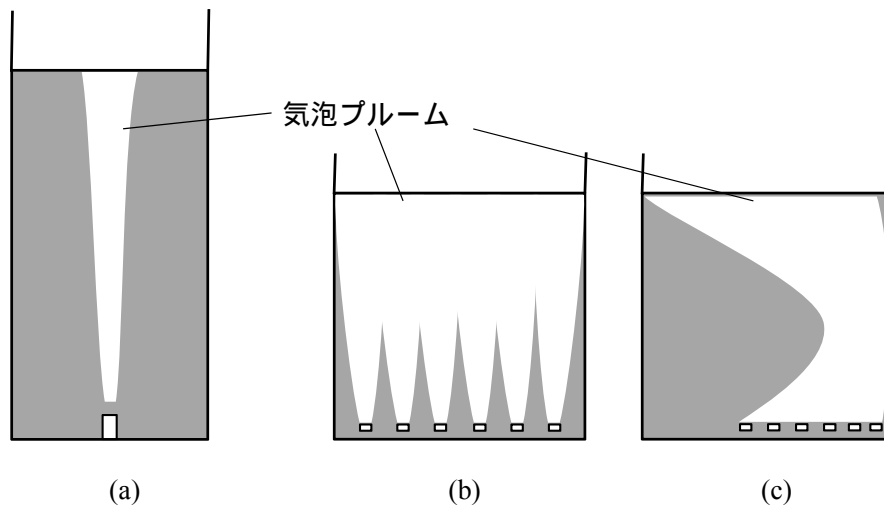


Fig. 4-6 水槽内の気泡プルームの様子 (a: DeMoyer et al. (2003)の水槽、 b: 本研究での全面エアレーション方式、 c: 本研究での旋回流エアレーション方式)

4.4.6 自由界面からの酸素移動の比率

自由界面での酸素移動速度が、エアレーションタンク全体での酸素移動に対して占める割合について考察する。Fig. 4-7 に総括物質移動容量係数の比率 $(K_L a)_{s, \text{Mod}} / (K_L a)_{\text{Exp}}$ とガスホールドアップの関係を示す。自由界面での酸素移動の割合は、ガスホールドアップ ε_G の増加に伴い減少した。特に、ガスホールドアップが 0.005 以下において、自由界面での酸素移動は気泡からの酸素移動の割合を上回っていた。

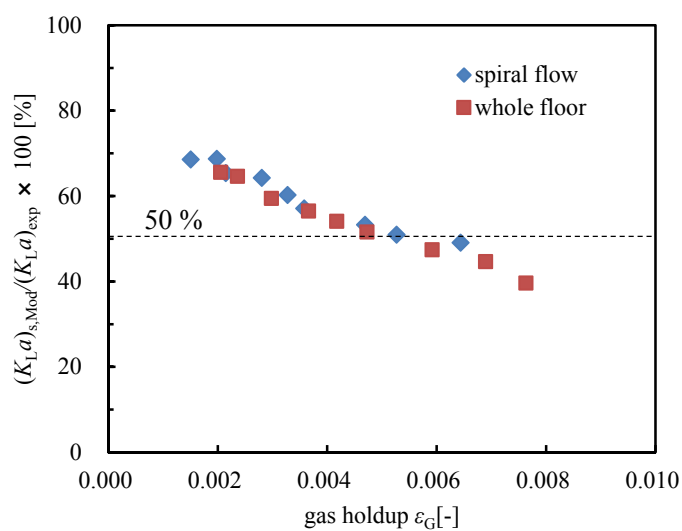


Fig. 4-7 エアレーションタンクにおける自由界面での酸素移動の割合

Fig. 4-8 に、全気液界面積に対する気泡 液バルク間の界面積 a の割合 ($= a / (a + A_s/V)$) と $(K_L a)_{s, \text{Mod}} / (K_L a)_{\text{Exp}}$ の関係を示す。なお、気泡 液バルク間の界面積 a は実測したガスホールドアップ ε_G と式(2-4)より推算された d_{32} を用いて算出した。気泡 液バルク間の界面積 a が全界面積に対して 90 %以上へ増加すると、 $(K_L a)_{s, \text{Mod}} / (K_L a)_{\text{Exp}}$ は顕著に低下する傾向を示した。気泡塔のように、液位よりも塔径が小さく、ガス空塔速度 u_G が 5×10^{-3} m/s 以上の条件で運転する場合は、気泡 液バルク間でのガス移動が優位となり、エアレーションタンクのように液位と水槽の一边の長さが同程度で、ガス空塔速度 u_G が 5×10^{-3} m/s 未満となる条件で運転する場合は、自由界面でのガス移動が優位となる。

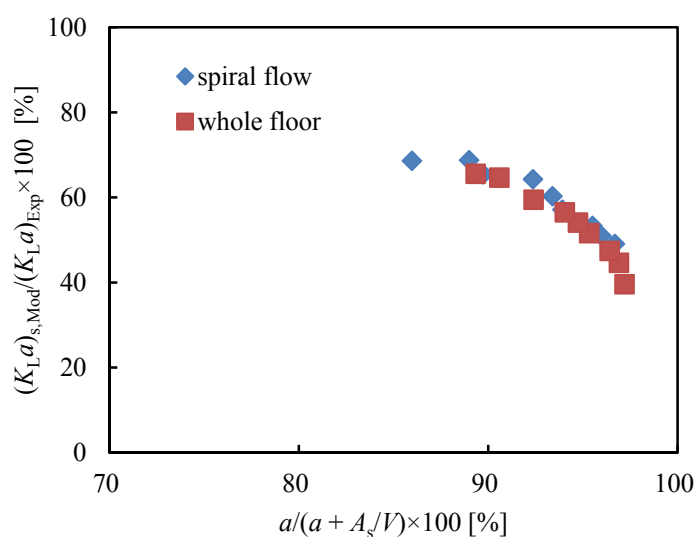


Fig. 4-8 大型実験水槽における気液界面積の割合と $(K_L a)_{s, \text{Mod}} / (K_L a)_{\text{Exp}}$ の関係

4.5 推算したガスホールドアップによる総括物質移動容量係数の推算

ここまでの気泡-自由界面同時酸素移動モデルの検証には、気泡-液バルク間における物質移動容量係数 $(K_{La})_b$ の算出に必要なガスホールドアップ ε_G の値は、実測値を用いてきた。また、「3.6 気泡塔向けガスホールドアップ推算式の拡張」において、エアレーションタンクにおけるガスホールドアップの推算式を提案した。推算式より得られたガスホールドアップを用いて $(K_{La})_b$ を算出し、修正した気泡-自由界面同時酸素移動モデル(式(4-15))により、 K_{La} を推算することが可能となれば、建設前のエアレーションタンクの K_{La} を推算でき、エアレーションタンクの最適設計が可能となる。

Fig. 4-9 に、式(3-5)および式(3-6)より推算したガスホールドアップ値を用いて、 K_{La} を式(4-15)より推算した結果を示す。大型実験水槽に対してエアレーション方式によらず、 $\pm 15\%$ 以内での推算結果が得られた。

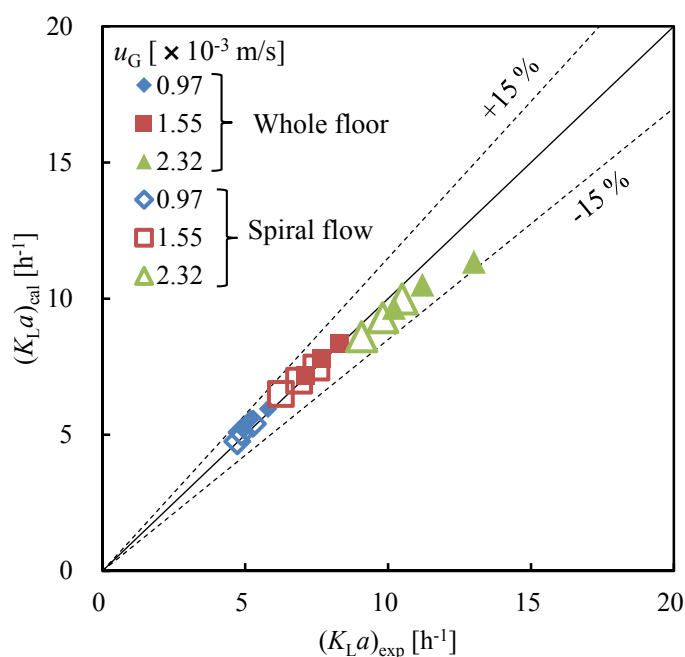


Fig. 4-9 推算したガスホールドアップにより算出された K_{La} の推算精度

4.6 小括

エアレーションタンクにおいて酸素の物質移動に関する水槽全体の総括物質移動容量係数 K_{La} は、自由界面での酸素移動の総括物質移動容量係数 $(K_{La})_s$ と気泡と液バルク間での酸素移動に関する総括物質移動容量係数 $(K_{La})_b$ の和という形で整理できることを示した。さらに、 $(K_{La})_s$ の推算に用いる代表速度と代表長さに、それぞれ自由界面付近での液流速 u_{Ls} と水槽の水力直径 D_e を用いることで、より精度の高い推算結果が得られた。

また、 K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の占める割合は、気泡 液バルク間の界面積 a が全界面積に対して 90 %以上へ増加すると顕著に減少することが確認された。

ガスホールドアップに推算値を用いた場合は、 $\pm 15\%$ 以内の誤差で K_{La} を推算可能であった。

第 5 章 CFD による総括物質移動容量係数の推算

第 4 章では、大型実験水槽を対象として全面エアレーション方式および旋回流エアレーション方式における総括物質移動容量係数 K_{La} を推算する手法を提案した。第 3 章で述べたガスホールドアップ推算式は、全面エアレーション方式や旋回流エアレーション方式のようにあらかじめ流動状態が予測可能な条件に対して適用可能であるが、流動状態が不明な場合には適用できない。

また第 4 章では、 K_{La} 算出の要素となるザウター平均気泡径 d_{32} の推算には Akita & Yoshida (1974) の経験式を用いている。しかし Shah et al. (1982) は、塔径が 0.3 m 以上において気泡径は塔径に依存しなくなると指摘しており、単孔オリフィスのガス分散器を用いる場合への適用を推奨している。

そこで、近年気泡塔などの混相流現象の理解にも利用されるようになってきた CFD (Computational Fluid Dynamics) シミュレーションによる、 K_{La} 算出のためのガスホールドアップおよび気泡径の推算を行った。CFD シミュレーションの実行は商用ソフトウェアの 1 つである Fluent (ANSYS, ver15) を使用した。

5.1 シミュレーション条件

寺嶋 (2010) はエアレーションタンクを対象に CFD シミュレーションを用いて $(K_{La})_b$ の推算を行っている。寺嶋 (2010) は、水槽内の気泡径を均一であると仮定し、気泡径の設定によって K_{La} の算出結果が大きく異なるため、気泡径の設定が重要であると報告している。

そこで、本研究では基本的なシミュレーション条件は寺嶋 (2010) の手法を使用し、気泡径は気泡の合一・分裂を考慮した推算値を用いることとした。気泡径はポピュレーションバランスモデルによって算出した。ポピュレーションバランスモデルは、水槽内に分散している気泡径分布を指定した直径範囲で分割し、各直径範囲内の気泡数密度の変化を算出する手法である。ポピュレーションバランスモデルによる気泡径の算出は、CFD ソフトウェアの内部で実行され使用される。

Table 5-1 に寺嶋 (2010) のシミュレーション条件と本研究の条件をまとめた。

Table 5-1 CFDシミュレーションの条件

	本研究	寺嶋 (2010)
混相流モデル	オイラー・オイラー法	オイラー・オイラー法
次元	2次元	2次元
メッシュサイズ	50 mm	50 mm
乱流モデル	<ul style="list-style-type: none"> ・ Standard $k-\varepsilon$ ・ Realizable $k-\varepsilon$ ・ レイノルズ応力モデル 	Standard $k-\varepsilon$
相間作用	抗力係数：Ishii-Zuber 乱流相互作用 <ul style="list-style-type: none"> ・ Troshko-Hassan ・ Sato-Sekoguchi 	抗力係数：Ishii-Zuber
流体	液相：清水 気相：空気	液相：汚水（粘度が汚泥濃度の関数） 気相：空気
気泡径	ポピュレーションバランスモデルにより合一・分裂を考慮 合一モデル：Luo 分裂モデル：Luo & Svendsen	一定
水槽サイズ	5.0 × 5.0 m	3.8 × 6.0 m ~ 6.0 × 9.3 m
液側物質移動係数	<ul style="list-style-type: none"> ・ 浸透モデル ・ 表面更新モデル 	浸透モデル
自由界面	<ul style="list-style-type: none"> ・ 体積分率 ・ Degassing boundary 	Degassing boundary

(1) 混相流シミュレーションの基礎モデル

熱流体シミュレーションを行う商用 CFD ソフトウェアの多くは、有限要素法を採用しており、混相流に関するモデルには主に、オイラー・オイラー法、オイラー・ラグランジュ法、Volume of Fraction 法などが使用される。これらのモデルは、相間相互作用の有無や界面の解像の必要性等の目的によって使い分けられている。本研究では、相間相互作用の考慮、ポピュレーションバランスモデルの使用、計算精度および計算時間、また寺嶋 (2010)によるエアレーションタンクの解析実績を考慮してオイラー・オイラー法を使用した。

(2) 解析形状とメッシュサイズ

本研究で解析対象としたのは大型実験水槽であり、寺嶋 (2010)が対象としたエアレーションタンクと寸法が近いことから、寺嶋 (2010)と同様に形状は 2 次元とし、メッシュサイズは一辺が 50 mm の四角形とした。ただし、大型実験水槽のハンチ部分は三角形のメッシュを用いた。

(3) 気-液間運動量交換モデル

エアレーションタンク内のガスホールドアップを推算するために最も重要になるのは、気泡の上昇速度であり、気泡の上昇速度は気-液間の抵抗で決定される。気-液間の抵抗係数のモデルは寺嶋 (2010)と同じ Ishii-Zuber モデル(Ishii & Zuber, 1979)を使用した。

また、仮想質量モデル(Drew & Lahey, 1993)も同時に使用した。

(4) 気泡の合一・分裂モデル

寺嶋 (2010)は、エアレーションタンクの K_{La} を CFD シミュレーションによって推算するためには、適切な気泡径の設定が重要な課題であると報じている。しかしながら、気泡径は運転条件等の様々な要因によって変化するため、その適切な値を予め知ることが難しい。このため、寺嶋 (2010)は実験により測定した気泡径の値を CFD シミュレーションで使用した。本研究では、水槽内での気泡径の変化をポピュレーションバランスにより算出した。気泡の合一モデルは Luo (1993)のモデル、分裂モデルは Luo & Svendsen (1996)のモデルを使用した。

5.2 乱流モデルの検討

気相（気泡内部）の流動状態は層流であると仮定して、液相のみ乱流モデルを適用した。また、乱流モデルは計算安定性・計算速度と計算結果の妥当性から使用されることの多い Standard $k-\varepsilon$ モデル(Launder & Spalding, 1972)と、循環流を含む流動に対して改善された Realizable $k-\varepsilon$ モデル(Shih et al., 1995)、および粘性係数の等方性の仮定を取り除くことで旋回流などの非一様流れに対応したレイノルズ応力モデル(Launder et al., 1975)を比較検討した。

旋回流エアレーション方式では、水槽内に水槽の幅と同程度の直径の循環流が生じる。このため、適切な乱流モデルの選択が重要となる。そこで、乱流モデルの評価には大型実験水槽における旋回流エアレーション方式によるガスホールドアップを指標として用いた。

Fig. 5-1 に、大型実験水槽において旋回流エアレーション方式で散気の設置水深 $h=4.5$ m、ガス空塔速度 $u_G=2.32 \times 10^{-3}$ m/s とした場合の気相の体積分率分布のシミュレーション結果を示す。Standard $k-\varepsilon$ モデルでは、散気装置から発生した気泡ブルームが湾曲しながら上昇して、水槽の中央付近の自由界面に到達した。Realizable $k-\varepsilon$ モデルおよびレイノルズ応力モデルでは、散気装置から発生した気泡ブルームが湾曲しながら上昇して、水槽中央より右側（散気装置を設置した上部）の自由界面に到達した。第 3 章における旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの測定結果では、散気装置を設置した上部の方が散気装置を設置していない範囲よりも大きい値を示しており、Realizable $k-\varepsilon$ モデルおよびレイノルズ応力モデルを用いたシミュレーション結果はこの傾向を再現していた。しかしながら、散気装置の設置水深 $h=4.5$ m、ガス空塔速度 $u_G=2.32 \times 10^{-3}$ m/s とした場合は、北側壁面付近の液の下降流によって気泡が押し戻される現象が確認されたが、今回比較した 3 つの乱流モデルのいずれもこの現象を再現できていない。

Fig. 5-2 に、CFD シミュレーションによる旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップ推算結果の乱流モデルによる違いを示す。レイノルズ応力モデルによるガスホールドアップの推算値 $\varepsilon_{\text{sim}} [-]$ は、他の 2 つの乱流モデルよりも大きい値を示した。Standard $k-\varepsilon$ モデルは、Realizable $k-\varepsilon$ モデルよりも実測値 $\varepsilon_{\text{exp}} [-]$ に近い値を示した。

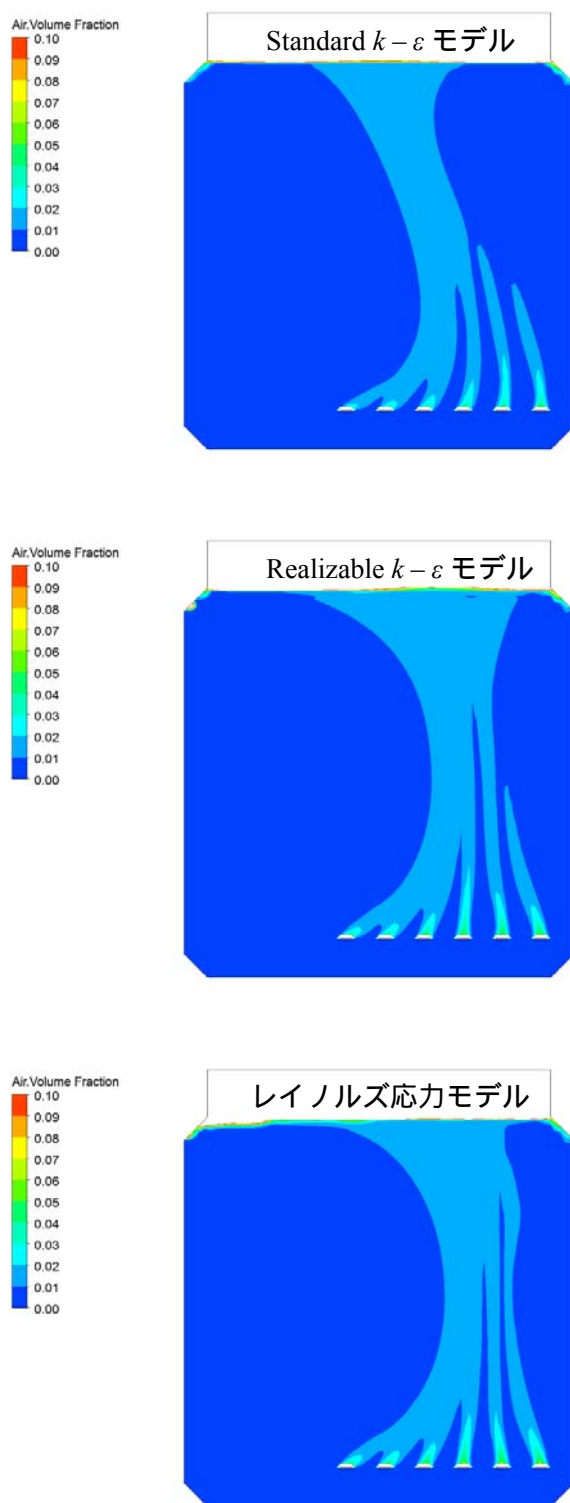


Fig. 5-1 旋回流エアレーション方式における気相体積分率分布の乱流モデルによる比較
 ($h = 4.5 \text{ m}$, $u_G = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m/s}$)

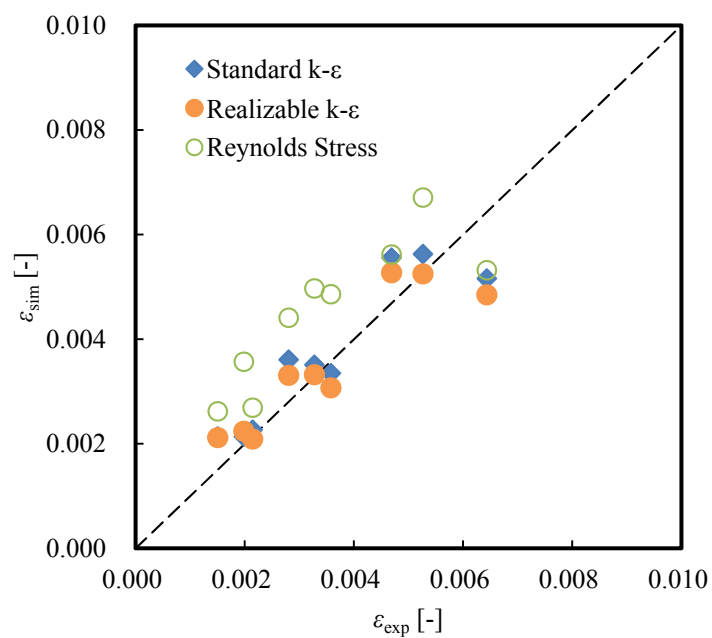


Fig. 5-2 CFD シミュレーションによる旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算結果の乱流モデルによる比較

5.3 気液間の乱流相互作用モデル

液相の乱流状態は分散している気泡の影響を受けると、Kataoka et al. (1993)が報告している。気泡によって液相の乱流渦の生成が抑制される場合と促進される場合がある。このような気液間の乱流の相互作用は、混相流に大きく影響する。そのため、本研究では気液間の乱流相互作用の影響について Troshko & Hassan (2001)が提案したモデル（以降、T-H モデル）および Sato & Sekoguchi (1975)が提案したモデル（以降、S-S モデル）を用いて検討した。

5.3.1 乱流相互作用モデルによる気泡ブルームの挙動への影響

Fig. 5-3 に旋回流エアレーション方式における気相の体積分率について、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m、ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s とした場合の、乱流相互作用モデルを用いたシミュレーション結果を示す。乱流相互作用を考慮しない場合および S-S モデルを使用した場合は、散気装置を設置していない水槽の左側の中央付近に気泡が存在する結果を示したが、液相の下降流による気泡の押し戻し現象は再現されていなかった。一方で、T-H モデルを使用した場合は、散気装置を設置していない水槽の左側にも気泡が存在するシミュレーション結果を示し、水槽の左側壁面付近の液相の下降流による気泡の押し戻し現象が再現された。

Fig. 5-4 に全面エアレーション方式における気相の体積分率について、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m、ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s とした場合の、乱流相互作用モデルを用いたシミュレーション結果を示す。乱流相互作用を考慮しない場合は、散気装置から発生した気泡ブルームがわずかに湾曲しながら上昇して自由界面に到達する結果となった。一方で、T-H モデルを使用した場合は、散気装置から発生した気泡ブルームが、混合・分散しながら上昇している様子が確認できた。大型実験水槽を全面エアレーション方式で運転した場合は、気泡ブルームが上昇しながら混合・分散している様子が観測されており、T-H モデルを使用することにより気泡の分散状態を再現できることが確認された。ただし、T-H モデルを使用した場合は、自由界面に傾きが見られる。これは数値拡散が原因であり、後述する「5.4 自由界面のモデリング手法の検討」において、改善できることを確認している。

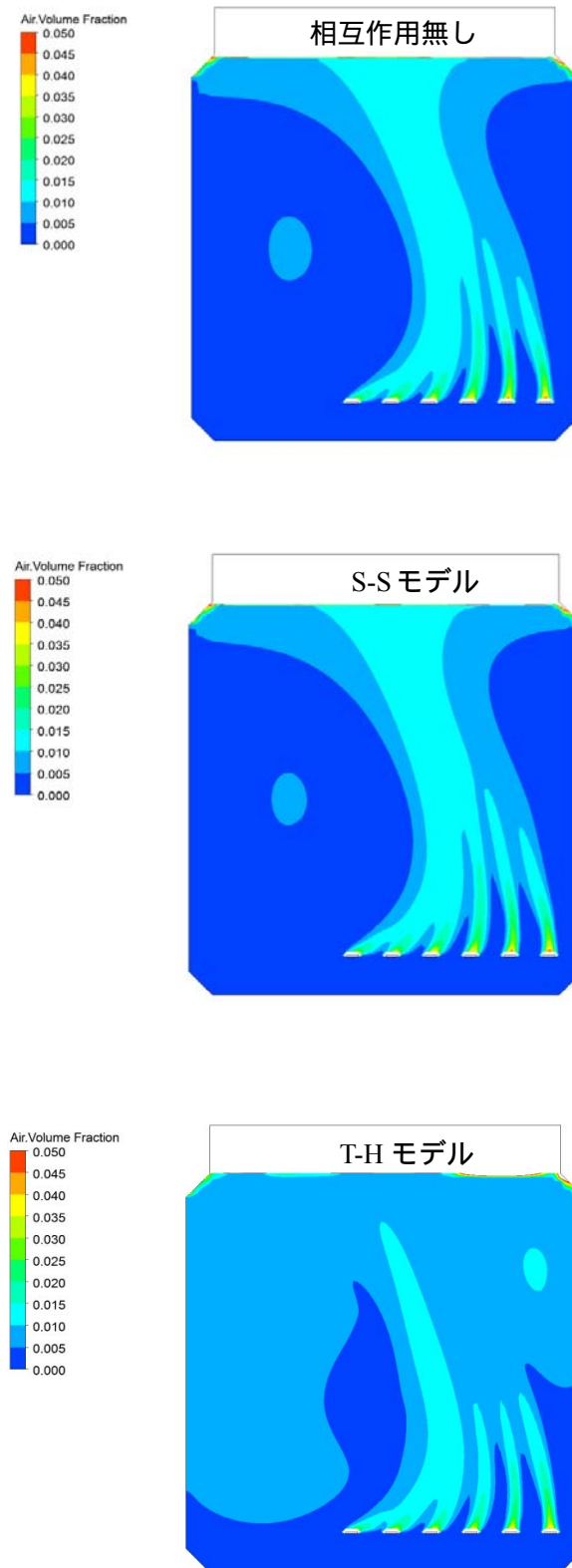


Fig. 5-3 旋回流エアレーション方式における気相体積分率分布の気液乱流相互作用モデルによる比較 ($h = 4.5 \text{ m}$, $u_G = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m/s}$)

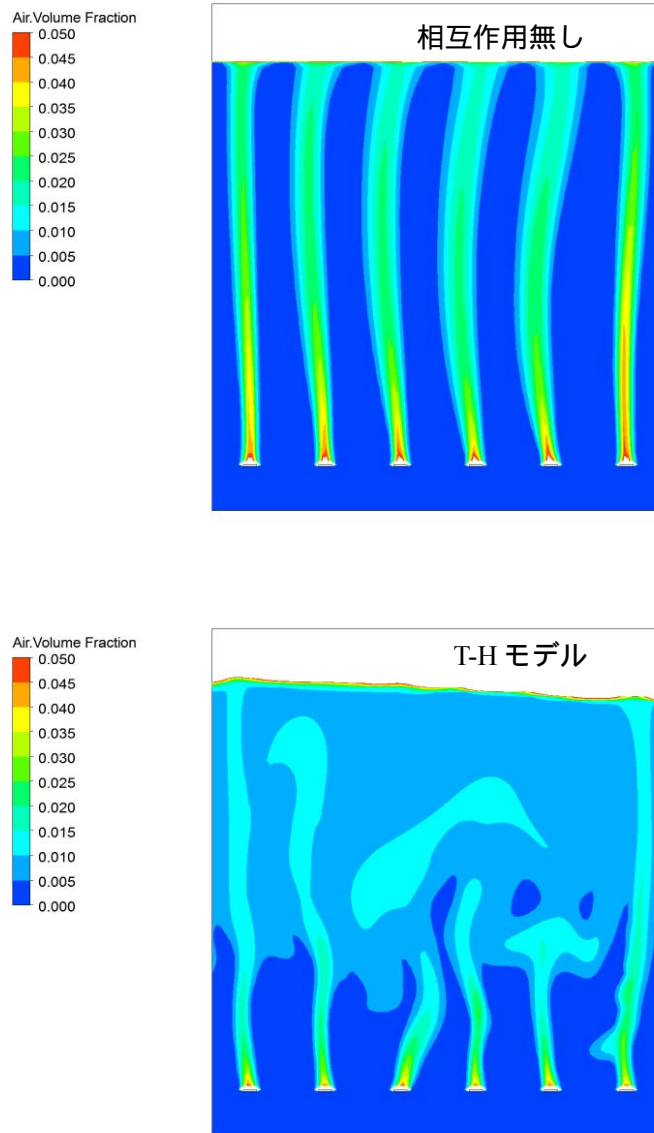


Fig. 5-4 全面エアレーション方式における気相体積分率分布の気液乱流相互作用モデルによる比較 ($h = 4.5 \text{ m}$, $u_G = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m/s}$)

5.3.2 乱流相互作用モデルによるガスホールドアップ推算への影響

Fig. 5-5 に、旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの CFD による推算結果 ε_{sim} と実測結果 ε_{exp} の比較を示す。ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m の場合は、T-H モデルの方が乱流相互作用モデルを使用しない場合よりも ε_{sim} は ε_{exp} に近い値を示した。しかしながら、ガス空塔速度 $u_G = 0.97 \times 10^{-3}$ m/s を除く条件では、T-H モデルの方が乱流相互作用モデルを使用しない場合よりも大きい値を示した。これは、散気装置を寄せた壁面とは反対側の壁面付近の液下降流により気泡が押し戻される現象が反映され、ガスホールドアップが増加したためである。

また、Fig. 5-6 に、全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの CFD による推算結果 ε_{sim} と実測結果 ε_{exp} の比較を示す。ガス空塔速度 $u_G = 1.55 \times 10^{-3}$ m/s および 2.32×10^{-3} m/s において、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m の場合は、T-H モデルを使用した ε_{sim} は乱流相互作用モデルを考慮しない ε_{sim} よりも大きな値を示した。これは、自由界面において気相の体積分率に関して数値拡散が発生したためである。

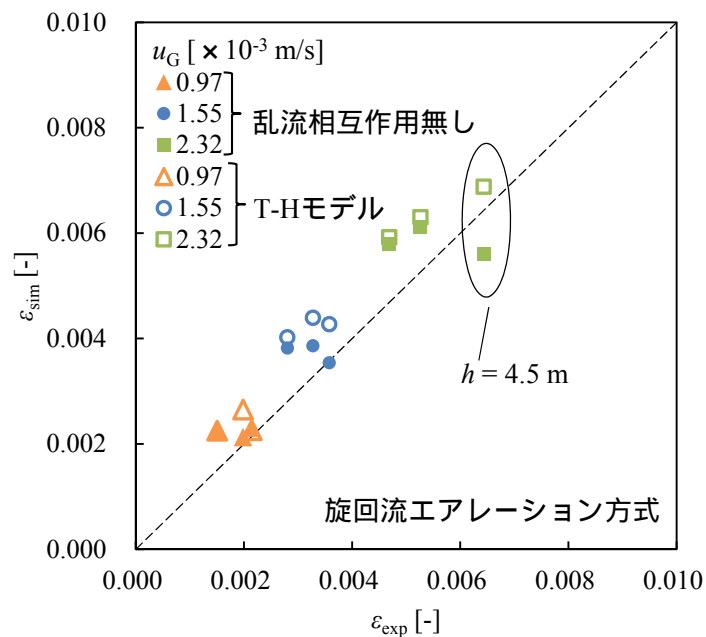


Fig. 5-5 CFD シミュレーションによる旋回流エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算結果の乱流相互作用モデルによる比較

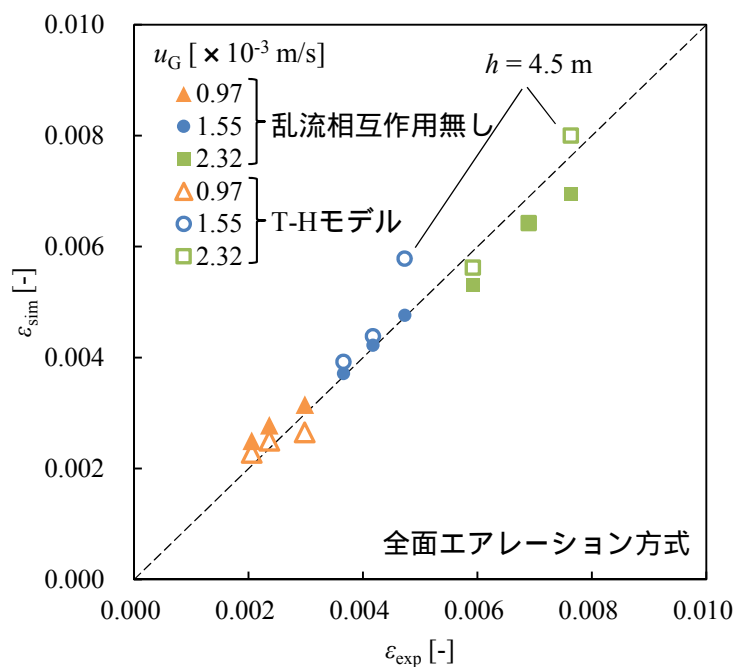


Fig. 5-6 CFD シミュレーションによる全面エアレーション方式におけるガスホールドアップの推算結果の乱流相互作用モデルによる比較

5.3.3 乱流相互作用モデルによる気泡径推算結果への影響

(1) 実験方法

Fig. 5-7 に、大型実験水槽における気泡径の測定方法の模式図を示す。大型実験水槽の観察窓から高速度ビデオカメラ (FASTCAM SA3、株式会社フォトロン) によって撮影した気泡の映像から、投影面積円相当径を算出し、水槽内の鉛直方向の気泡径分布を得た。気泡の撮影位置は、水槽底部から 0.5 m、1.5 m、3.5 m の高さである。散気装置の配置方式は、全面エアレーション方式および旋回流エアレーション方式で、散気装置の設置水深 h は 4.5 m、ガス空塔速度 u_G は $0.97 \sim 2.32 \times 10^{-3} \text{ m/s}$ とした。

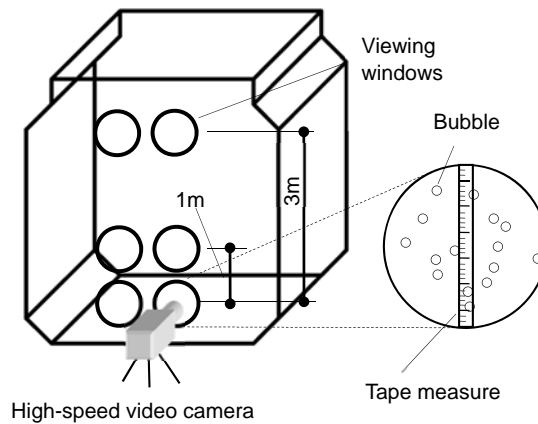


Fig. 5-7 大型実験水槽における気泡径測定の様式図

(2) 旋回流エアレーション方式での気泡径結果およびシミュレーション結果

Figs. 5-8 ~ 5-10 に、旋回流エアレーション方式において気泡径を測定した結果と CFD シミュレーションによって推算した結果を示す。図中のエラーバーは測定した気泡径の最小値と最大値を示しており、曲線は CFD シミュレーションの結果を示している。散気装置で生成された気泡の測定したザウター平均径は、水槽底部から 0.5 m 上方では 1.1 ~ 1.7 mm となっており、水槽底部から 1.5 m 上方まで上昇すると 3.2 ~ 4.2 mm となった。さらに、水槽底部から 3.5 m 上方まで上昇すると 3.5 ~ 4.6 mm となった。散気装置からの距離の増加に伴って気泡径は増加した。ただし、水深の減少に対する気泡径の増加率は、水圧の減少に伴う体積増加だけでは説明できない。つまり、気泡同士が合一したために 1 つあたりの気泡の体積が増加し、気泡径が増大したと推測される。

Figs. 5-8 ~ 5-10 に示したように、CFD シミュレーションではいずれのガス空塔速度においても、乱流相互作用を考慮しない場合に比べて、T-H モデルを使用した場合は気泡径が大きかった。また、T-H モデルを使用した場合は、乱流相互作用を考慮しない場合に比べて、実測結果に近い気泡径の値を得た。しかし、ガス空塔速度 $u_G = 0.97 \times 10^{-3} \text{ m/s}$ および $1.55 \times 10^{-3} \text{ m/s}$ において、気泡径の推算値は実験結果よりも小さかった。この原因として、散気装置近傍（水槽底部から 0.5 m ~ 1.5 m）の気相の体積分率が数値拡散によって低下したことが考えられる。Luo (1993)の気泡合一モデルでは、気泡の合一頻度は気泡同士の衝突頻度と合一確立の積で表されており、気泡の合一回数は合一頻度と気泡数密度の積で算出される。このため、気相体積分率の減少に伴って、気泡の合一回数は減少する。

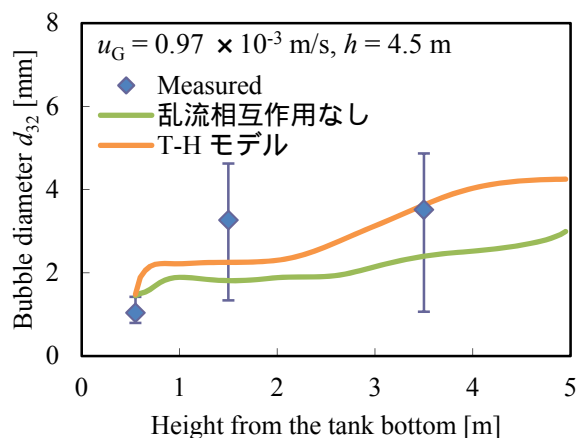


Fig. 5-8 旋回流エアレーション方式における気泡径の分布 ($u_G = 0.97 \times 10^{-3} \text{ m/s}$)

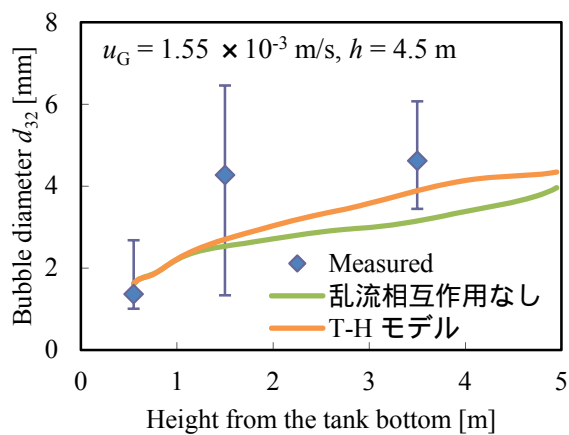


Fig. 5-9 旋回流エアレーション方式における気泡径の分布 ($u_G = 1.55 \times 10^{-3} \text{ m/s}$)

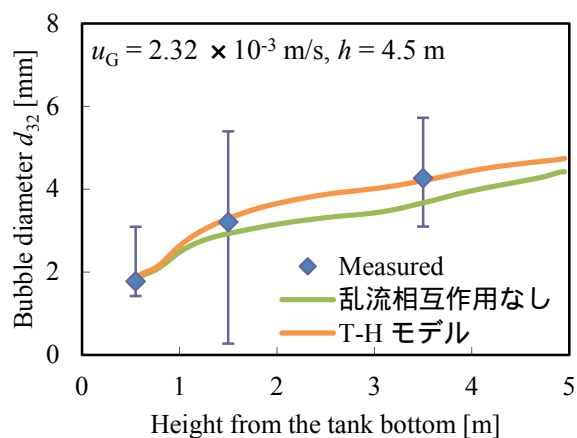


Fig. 5-10 旋回流エアレーション方式における気泡径の分布 ($u_G = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m/s}$)

(3) 全面エアレーション方式での気泡径結果およびシミュレーション結果

Figs. 5-11 ~ 5-13 に、全面エアレーション方式において気泡径を測定した結果と CFD シミュレーションによって推算した結果を示す。散気装置で生成された気泡の測定したザウター平均径は、水槽底部より 0.5 m 上方において直径 1.6 ~ 1.8 mm となっており、その後上昇に伴って気泡径は増大した。ただし、ガス空塔速度 $u_G = 1.55 \times 10^{-3}$ m/s の場合は、水槽底部から 1.5 m 上方における平均気泡径が最大値 (= 4.8 mm) を示し、その後減少して水槽底部から上方 3.5 m では 3.5 mm となっていた。

気液間の乱流相互作用モデルに T-H モデルを使用した CFD シミュレーションによる気泡径の推算結果は、実測結果の傾向を概ね再現していた。若干の誤差は認められるものの、CFD シミュレーションによってエアレーションタンク内の気泡径分布を再現できていたと考える。

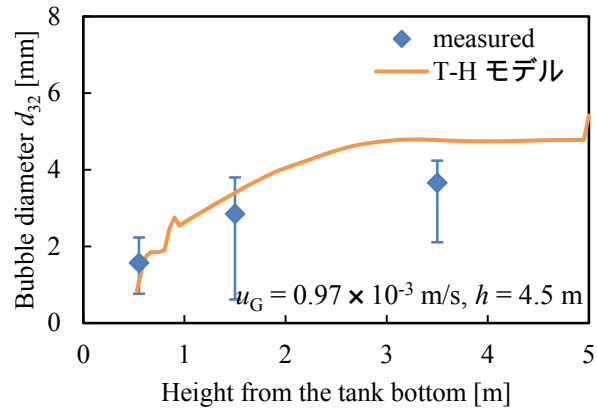


Fig. 5-11 全面エアレーション方式における気泡径の分布 ($u_G = 0.97 \times 10^{-3}$ m/s)

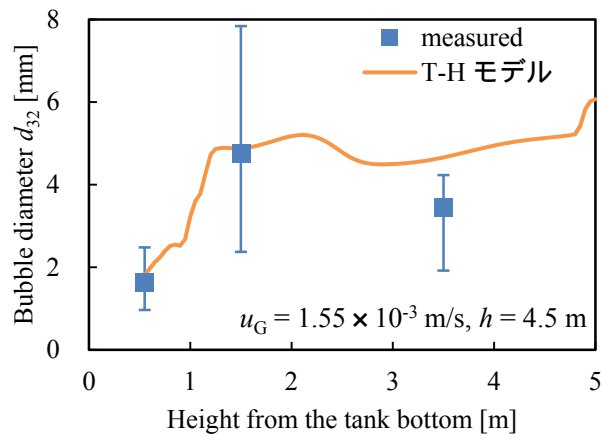


Fig. 5-12 全面エアレーション方式における気泡径の分布 ($u_G = 1.55 \times 10^{-3}$ m/s)

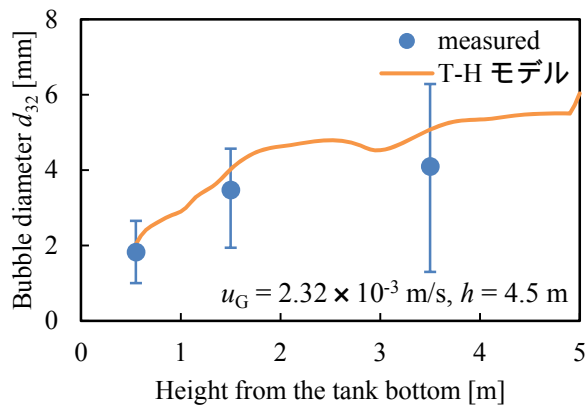


Fig. 5-13 全面エアレーション方式における気泡径の分布 ($u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s)

5.4 液側物質移動係数のモデル

二重境膜説を基に Higbie (1935)が発展させた浸透説 (Penetration model) では、液側物質移動係数は式(5-1)で表される。

$$k_L = \frac{1}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L u_s}{\pi d}} \quad (5-1)$$

ここで、 κ は補正係数であり、寺嶋 (2010)は 1.86 を用いていた。 k_L に、ガスホールドアップおよび気泡径から算出される気泡-液バルク間の界面積 $a=6\varepsilon_G/d_{32}$ を乗じると k_{La} が得られる。また、エアレーションタンクでは気相側の物質移動抵抗は無視でき、 k_{La} K_{La} とみなせるので、各セルにおける K_{La} を算出し、体積加重平均値を求めると水槽全体の総括物質移動容量係数 K_{La} となる。この場合、 K_{La} は気泡径の-1.5 乗に比例して、気泡のスリップ速度の平方根に比例する。本研究で使用した大型実験水槽では、気泡径はおよそ 2~8 mm の範囲であったため、Fig. 3-18 より気泡の終端速度 u_T はほぼ一定であったと推測される。また、気泡のスリップ速度と終端速度の関係は式(5-2)(Marrucci, 1965)で表される。

$$\frac{u_s}{u_T} = \frac{1 - \varepsilon_G}{1 - \varepsilon_G^{5/3}} \quad (5-2)$$

本研究では $\varepsilon_G \ll 1$ とみなせるため、右辺が 1 となり、 $u_s = u_T$ となる。つまり、式(5-1)において u_s はほぼ一定であるとみなすことができ、 K_{La} は気泡径の-1.5 乗に比例する。

また、Lamont & Scott (1970)による表面更新説 (Eddy cell model) では k_L は式(5-3)で表される。

$$k_L = c \sqrt{D_L} \left(\frac{\varepsilon_L}{\nu_L} \right)^{1/4} \quad (5-3)$$

ここで、 c は補正係数であり、Lamont & Scott (1970)は 0.4 を用いていた。表面更新説では、気相と液相の物性は変化しないと仮定すると、乱流エネルギー散逸率 ε_L [m^2/s^3]のみが変数となり、 K_{La} は気泡径の-1 乗に比例し、乱流エネルギー散逸率 ε_L の 1/4 乗に比例する。

Fig. 5-14 に、浸透説に基づいて $(K_{La})_b$ を算出した場合の CFD シミュレーションによる水槽全体の総括物質移動容量係数 $(K_{La})_{\text{sim,Pene}}$ と実験結果 $(K_{La})_{\text{exp}}$ の比較を示す。旋回流エアレーション方式において $(K_{La})_{\text{sim,Pene}}$ が $(K_{La})_{\text{exp}}$ より大きい値を示した。この結果は、Fig. 5-5 に示したようにガスホールドアップを過大に推算したことが原因であると推測される。ガス空塔速度 $u_G = 0.97 \times 10^{-3}$ m/s の場合は、ガスホールドアップの過大推算だけでなく、Fig. 5-8 に示したように気泡径を実験値よりも小さく推算したため、 $(K_{La})_{\text{sim,Pene}}$ が $(K_{La})_{\text{exp}}$ より大きい値を示した。一方で、全面エアレーション方式においてガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s の場合は、 $(K_{La})_{\text{sim,Pene}}$ が $(K_{La})_{\text{exp}}$ より小さい値を示した。この原因は、Fig. 5-13 に示したように、気泡径を実験値よりも大きく推算したためであると考えられる。

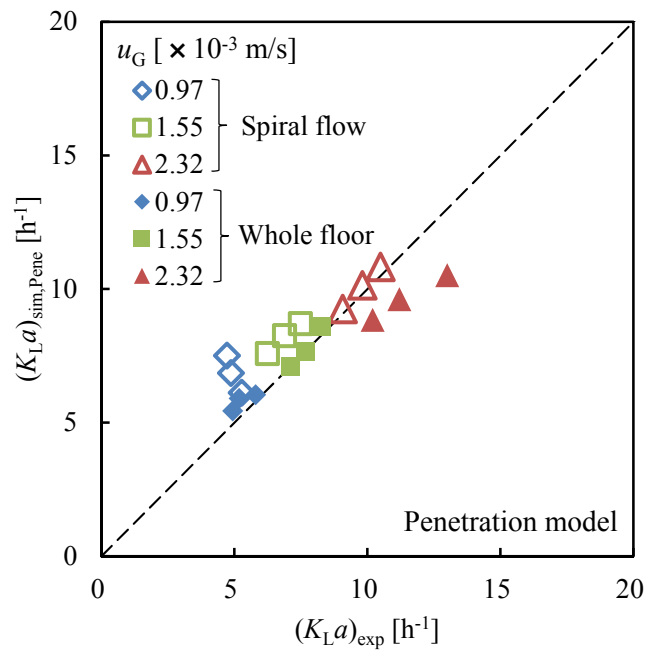


Fig. 5-14 CFD シミュレーションの結果から浸透説に基づいて算出した大型実験水槽の総括物質移動容量係数と実験結果の比較

Fig. 5-15 に、表面更新説に基づいて $(K_La)_b$ を算出した場合の $(K_La)_{\text{sim,Eddy}}$ と $(K_La)_{\text{exp}}$ の比較を示す。旋回流エアレーション方式において、 $(K_La)_{\text{sim,Eddy}}$ が $(K_La)_{\text{exp}}$ よりも大きい値を示した原因は、Fig. 5-5 に示したように、ガスホールドアップを過大に推算したためである。また、全面エアレーション方式において、ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s の場合に $(K_La)_{\text{sim,Eddy}}$ が $(K_La)_{\text{exp}}$ よりも小さい値を示した原因は、浸透説に基づいて算出した $(K_La)_{\text{sim,Pene}}$ が $(K_La)_{\text{exp}}$ よりも小さい値を示した原因と同様に、気泡径を過大に算出したためであると考えられる。

$(K_La)_{\text{sim,Pene}}$ と $(K_La)_{\text{sim,Eddy}}$ が異なる推算結果を示した原因は、浸透説による $(K_La)_b$ は気泡径の-1.5 乗に比例するが、表面更新説による $(K_La)_b$ は気泡径の-1 乗に比例する。このため、浸透説による $(K_La)_b$ の方が気泡径に対する感度は高く、気泡径の推算精度の影響が顕著に現れたためと推測される。

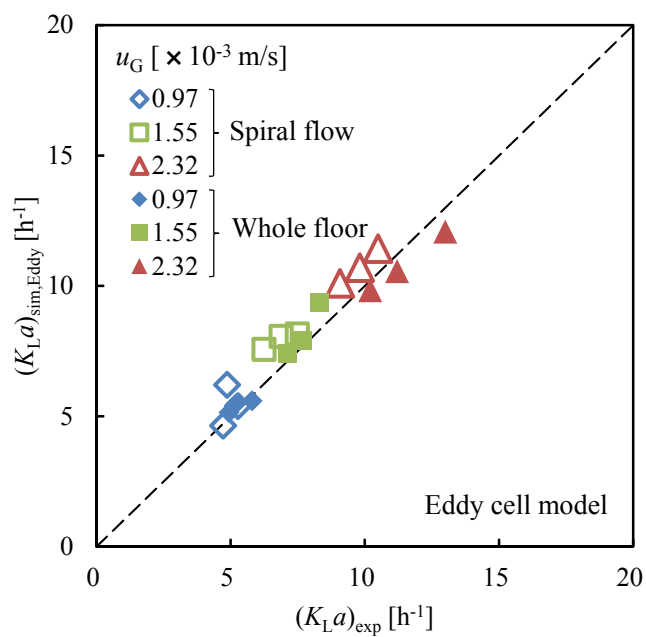


Fig. 5-15 CFD シミュレーションの結果から表面更新説に基づいて算出した大型実験水槽の総括物質移動容量係数と実験結果の比較

5.5 自由界面のモデリング手法の検討

Fig. 5-4 に示したように、気液間の乱流相互作用モデルのうち Troshko & Hassan (2001) の提案したモデル (T-H モデル) を使用した場合、自由界面において気相体積分率の拡散が見られた。これは、静止時の自由界面より下部の気相体積分率を 0 とし、自由界面より上部の気相体積分率を 1 としたため、自由界面の移動に伴って体積分率の数値拡散が発生したことが原因である。そこで、自由界面における体積分率の数値拡散の発生を防ぐため、気相のみが系外に流出可能な境界条件である Degassing boundary (気相排出境界) による自由界面のモデリングの検討を行った。

Fig. 5-16 に自由界面を Degassing boundary によってモデリングした場合における、全面エアレーション方式での気相の体積分率分布のシミュレーション結果 ($h = 4.5 \text{ m}$, $u_G = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m/s}$) を示す。Fig. 5-16 では、自由界面における数値拡散の発生を確認できない。

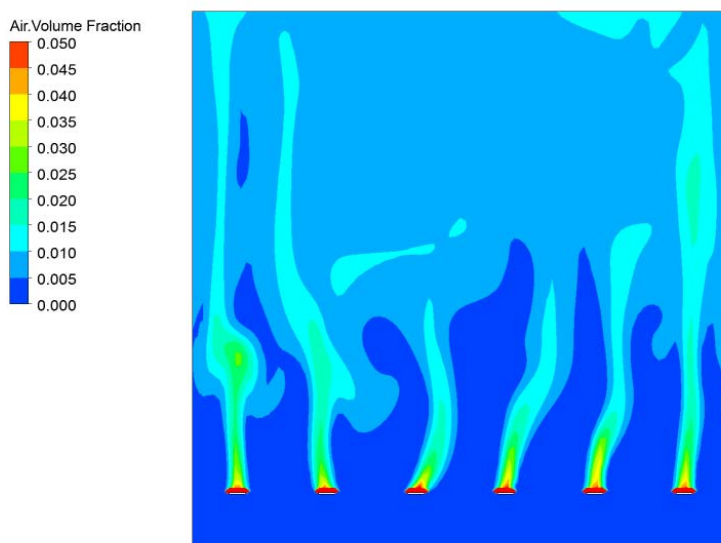


Fig. 5-16 自由界面を Degassing boundary によってモデリングした場合の全面エアレーション方式における気相の体積分率分布 ($h = 4.5 \text{ m}$, $u_G = 2.32 \times 10^{-3} \text{ m/s}$)

Fig. 5-17 に自由界面を Degassing boundary によってモデリングした場合における、ガスホールドアップの推算結果を示す。Figs. 5-5, 5-6 では自由界面における体積分率の数値拡散によって、ガスホールドアップの実測値 ϵ_{exp} よりも大きな値を示した条件において、Fig. 5-17 では ϵ_{sim} は ϵ_{exp} と一致する傾向を示した。

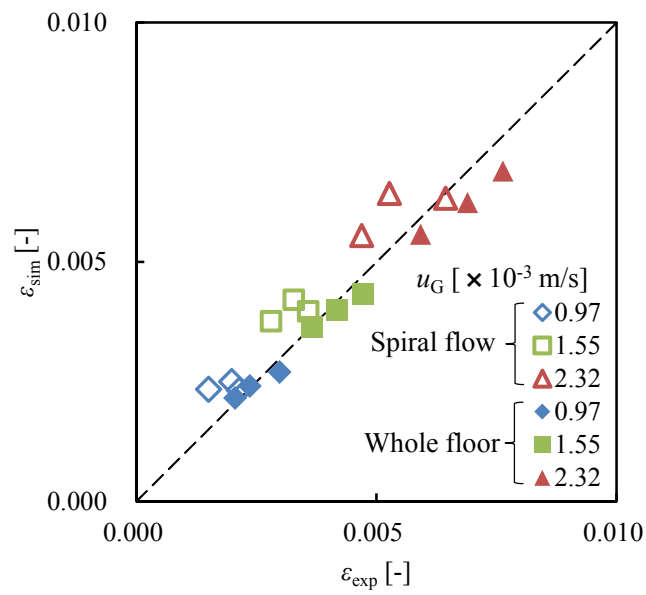


Fig. 5-17 自由界面を Degassing boundary によってモデリングした場合におけるガスホールドアップの推算結果

Fig. 5-18 に、自由界面を Degassing boundary によってモデリングした場合における、 $K_L a$ の推算結果を示す。ただし、物質移動係数は Eddy cell model に基づいて算出した。ガス空塔速度 $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m の場合を除き、良好な推算結果を得た。全面エアレーション方式において $u_G = 2.32 \times 10^{-3}$ m/s の場合には、 $(K_L a)_{sim}$ は $(K_L a)_{exp}$ よりも小さい値を示した。この原因は、Fig. 5-13 に示したように、ポピュレーションバランスモデルにより推算された気泡径が、実験値よりも大きい値を示し、気泡液バルク間の界面積 a が小さくなったためである。

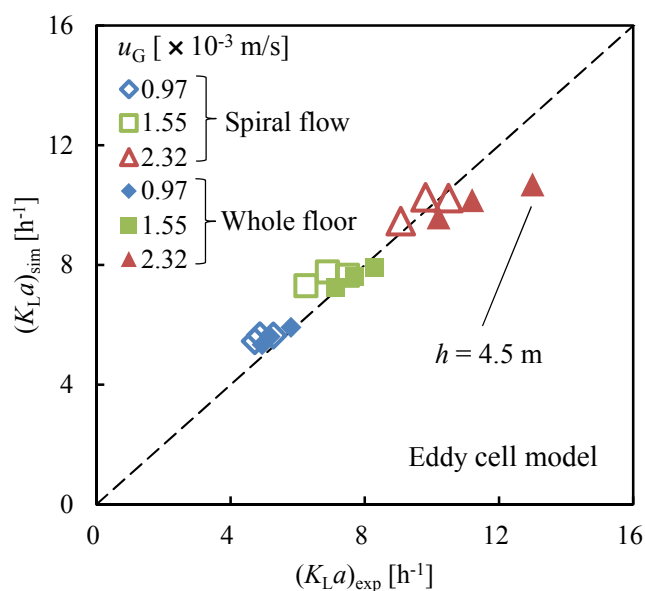


Fig. 5-18 自由界面を Degassing boundary によってモデリングした場合の $K_L a$ の推算結果

5.6 小括

CFD シミュレーションによる気泡 液バルク間の総括物質移動容量係数(K_{La})_b の推算を検討した結果、Table 5-2 に示す条件において良好な推算結果を得た。

Table 5-2 CFD シミュレーションによる(K_{La})_b 推算の条件

項 目	モデル
混相流モデル	オイラー・オイラー法
次元	2次元
メッシュサイズ	50 mm
自由界面	Degassing boundary
乱流モデル	Standard $k-\varepsilon$
相間作用	抗力係数：Ishii-Zuber 乱流相互作用：Troshko-Hassan
流体	液相：清水 気相：空気
気泡径	ポピュレーションバランスモデルにより合 一・分裂を考慮 合一モデル：Luo 分裂モデル：Luo & Svendsen
水槽サイズ	5.0 × 5.0 m
液側物質移動係数	表面更新モデル (Eddy cell model)

第 6 章 気泡 自由界面同時酸素移動モデルの適用範囲の検証

本章では、第 4 章で検討したエアレーションタンク全体の総括物質移動容量係数推算モデル（気泡 自由界面同時酸素移動モデル、式(4-15)）の、異なる形状の水槽に対する有効性を確認する。

6.1 実験方法

6.1.1 実験水槽

(1) 気泡塔型矩形水槽

Fig. 6-1 に実験に使用した気泡塔型矩形水槽の外形を示す。寸法が、幅 0.74 m × 奥行 0.72 m × 高さ 4.3 m (有効水深 4.0 m) となっており、気泡塔のように自由界面の一辺の長さより水深が大きい水槽である。

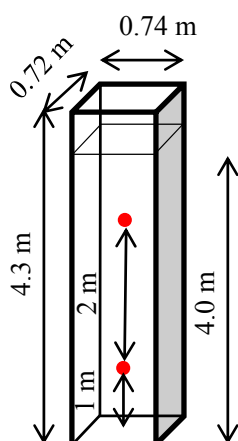


Fig. 6-1 気泡塔型矩形水槽の外形（赤丸は DO センサーの位置）

(2) アクリルガラス壁面水槽

第3章に示した「3.3 ガイドパルス式液位計の校正」で使用した水槽と同一のものを使用した。この水槽は Fig. 6-2 に示すように、内部に仕切り板を挿入して槽を分割し、幅と奥行の比率が 1.0 対 1.0、1.0 対 1.4、1.0 対 1.7、1.0 対 2.0 の4条件で実験可能となっている。

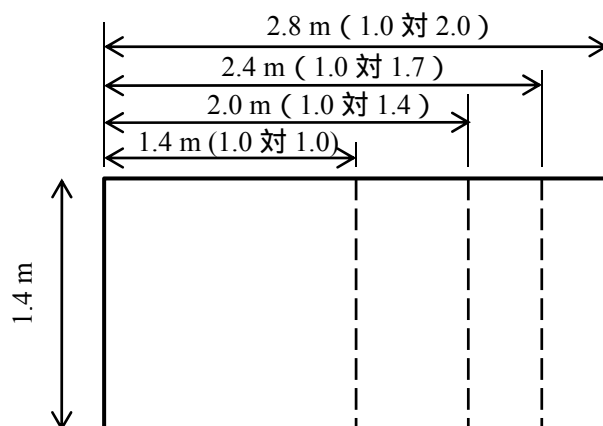


Fig. 6-2 アクリルガラス壁面水槽の仕切り板挿入位置と縦横比（平断面図）

6.1.2 散気装置

第3章に示した「3.3 ガイドパルス式液位計の校正」で使用した散気装置を、水槽寸法・形状に応じて使用枚数を変えて実験を行った。気泡塔型矩形水槽では1枚、アクリルガラス壁面水槽で 1.0 対 1.0 では4枚、1.0 対 1.4 の条件では6枚、1.0 対 1.7 および 1.0 対 2.0 の条件では8枚を、水槽底部に均等に配置した。

6.2 実験条件

(1) 気泡塔型矩形水槽

散気装置の設置深さと静止時の水深は同じで、4.0 m とした。また、ガス空塔速度は $0.47 \sim 2.82 \times 10^{-3}$ m/s とした。

(2) アクリルガラス壁面水槽

散気装置の設置深さと静止時の水深は同じで、1.4 m とした。ガス空塔速度は $1.35 \sim 3.53 \times 10^{-3}$ m/s の範囲で変化させており、水槽の縦横比によって異なる。水槽の縦横比とガス空塔速度の条件を Table 6-1 にまとめた。

Table 6-1 アクリルガラス壁面水槽の縦横比とガス空塔速度の設定条件

水槽の縦横比	ガス空塔速度 [$\times 10^{-3}$ m/s]	散気装置の配置
1.0 対 1.0	1.35, 2.05, 3.05	2 枚 \times 2 列
1.0 対 1.4	1.39, 2.08, 3.17	3 枚 \times 2 列
1.0 対 1.7	1.54, 2.35, 3.53	4 枚 \times 2 列
1.0 対 2.0	1.35, 1.98, 3.05	4 枚 \times 2 列

6.3 実験結果および考察

6.3.1 ガスホールドアップ

大型実験水槽と同様にガイドパルス式液位計を用いて静止時と曝気時の液位変化の測定により、ガスホールドアップを算出した。

(1) 気泡塔型矩形水槽

Fig. 6-3 に気泡塔型矩形水槽におけるガス空塔速度とガスホールドアップの関係を示す。ガスホールドアップは、ガス空塔速度に比例して増加した。この結果は、Fig. 3-17 に示した大型実験水槽での全面エアレーション方式におけるガスホールドアップとガス空塔速度の関係と同様であり、気泡塔型矩形水槽でも気泡の合いはほぼ起こっていない、もしくは気泡径が2~8 mmの範囲であったと推測される。

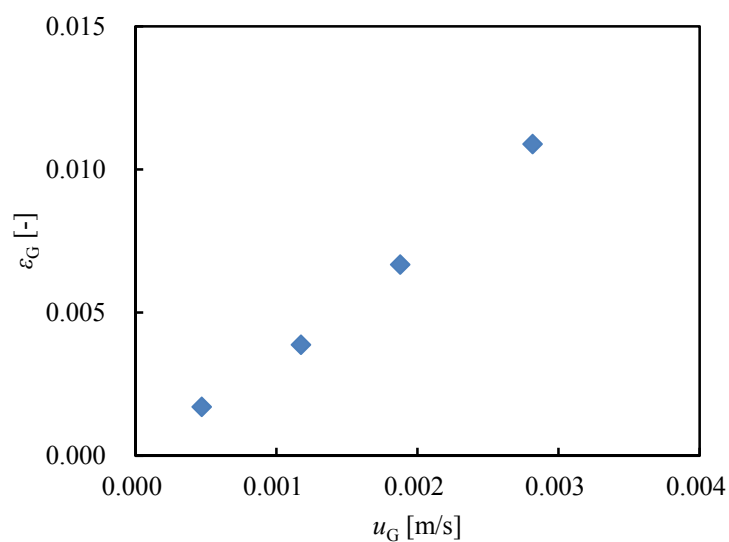


Fig. 6-3 気泡塔型矩形水槽でのガス空塔速度とガスホールドアップの関係

(2) アクリルガラス壁面水槽

Fig. 6-4 に、アクリルガラス壁面水槽におけるガス空塔速度とガスホールドアップの関係を示す。水槽の縦横比によらずガスホールドアップはガス空塔速度に比例して増加した。この傾向は Fig. 3-17、Fig. 6-3 に示したように、他の水槽におけるガスホールドアップとガス空塔速度の関係と同様であり、やはり気泡の合いはほぼ起こっていない、もしくは気泡径が 2~8 mm の範囲であったと推測される。

ただし、縦横比が 1.0 対 1.4 となる位置に仕切り板を挿入した場合は、その他の縦横比の場合と比べて、ガス空塔速度の増加に対するガスホールドアップの増加率は小さかった。1.0 対 1.4 の縦横比の場合は、Fig. 6-5 に示すように気泡プルームが湾曲している様子が観察されており、水槽内に循環流が発生していたものと推測される。この循環流により気泡の上昇速度は増大し、滞留時間が減少したため、ガスホールドアップが減少したと考えられる。また、この気泡プルームの湾曲方向は時間とともに変化しており、水槽内の流動は非定常であった。

一方で、縦横比が 1.0 対 1.7 となる位置に仕切り板を挿入した場合は、その他の縦横比の場合と比べて、ガス空塔速度の増加に対するガスホールドアップの増加率は大きかった。1.0 対 1.7 の縦横比の場合は、自由界面付近まで上昇した気泡が、自由界面付近の液の下降流によって押し戻される様子が確認された。このため、他の縦横比の場合よりも大きい増加率でガス空塔速度に対してガスホールドアップが増加したと推測される。

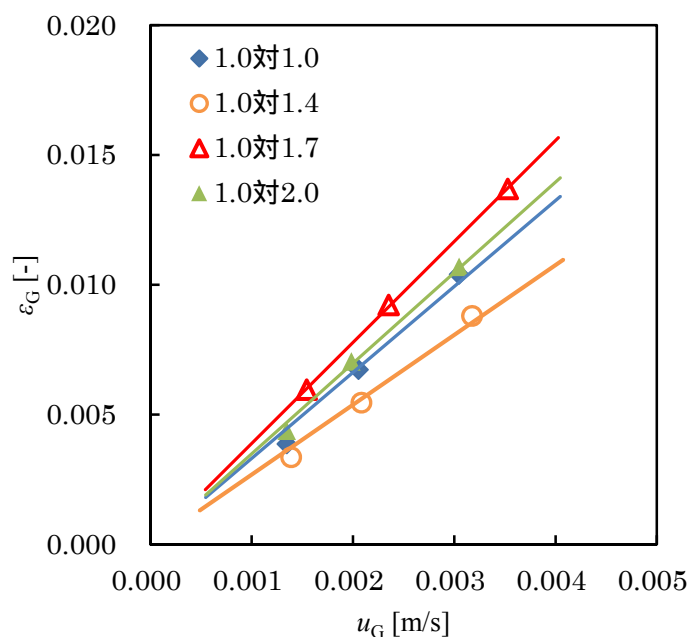


Fig. 6-4 アクリルガラス壁面水槽でのガス空塔速度とガスホールドアップの関係

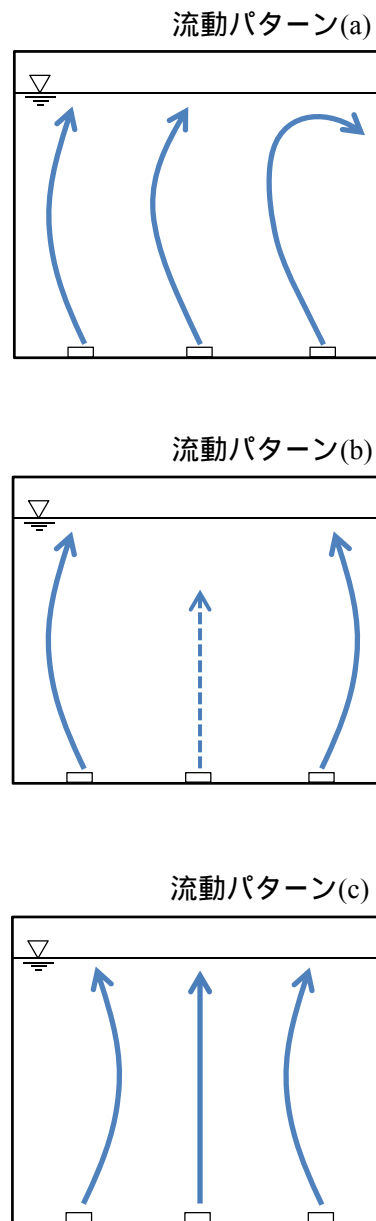


Fig. 6-5 縦横比が 1.0 対 1.4 の場合における気泡ブルームの流動パターン

6.3.2 総括物質移動容量係数

(1) 気泡塔型矩形水槽

Fig. 6-6 に、気泡塔型矩形水槽におけるガス空塔速度 u_G と水槽全体の総括物質移動容量係数 K_{La} の関係を示す。 K_{La} もガスホールドアップと同様にガス空塔速度に比例して増加した。前節で述べたように、ガスホールドアップの測定結果から、水槽内では気泡の合－がほぼ起こっていなかった、もしくは気泡径が 2~8 mm の範囲であったと推測される。式(4-6)から、液側物質移動係数 k_{Lb} は気泡径の 1/2 乗に比例する。本研究の実験条件の範囲では、ザウター平均気泡径の変動範囲は比較的小さく、 k_{Lb} への影響は小さいと考えられ、ガス空塔速度の増加に伴って K_{La} が増加した主な原因は、ガスホールドアップの増加による気泡 液バルク界面積 a の増加であると推測される。

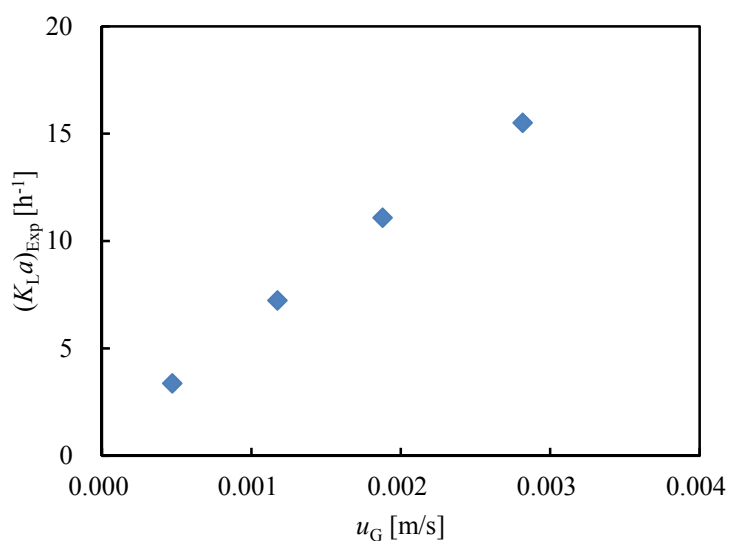


Fig. 6-6 気泡塔型矩形水槽におけるガス空塔速度と総括物質移動容量係数 K_{La} の関係

(2) アクリルガラス壁面水槽

Fig. 6-7 に、アクリルガラス壁面水槽におけるガス空塔速度と水槽全体の総括物質移動容量係数 K_{La} との関係を示す。水槽の縦横比によらず、ガス空塔速度に比例して K_{La} が増加した。気泡塔型矩形水槽と同様に、水槽内での気泡の合一はほぼ起こっていない、もしくは気泡径が 2~8 mm の範囲にあったと推測されるため、ガス空塔速度の増加に伴う K_{La} の増加は、主にガスホールドアップの増加によるものと推測される。水槽の縦横比によらず、 K_{La} のガス空塔速度 u_G に対する増加率はほぼ同一だった。縦横比が 1.0 対 1.4 の場合は、ガスホールドアップが他の縦横比の条件より小さいため、ガス空塔速度と K_{La} の傾きは他の縦横比よりわずかに小さくなっている。

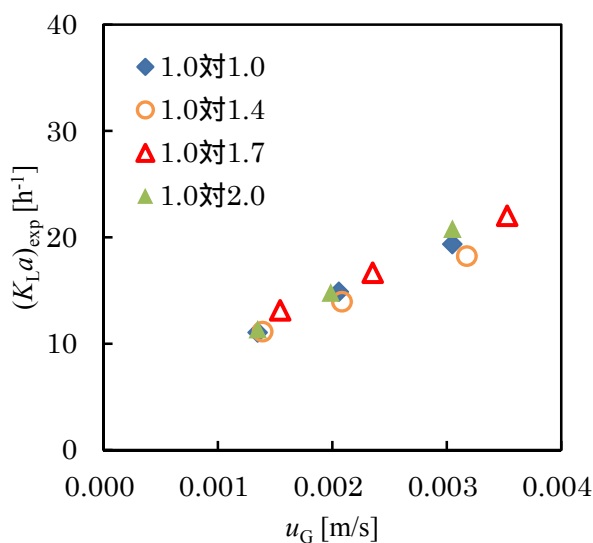


Fig. 6-7 アクリルガラス壁面水槽におけるガス空塔速度と総括物質移動容量係数 K_{La} の関係

6.4 気泡 自由界面同時酸素移動モデルの適用

(1) 気泡塔型矩形水槽

Fig. 6-8 に気泡塔型矩形水槽に対して、式(4-15)を適用して総括物質移動容量係数を推算した結果を示す。気泡 自由界面同時酸素移動モデルによる推算結果は、 $K_L a > 6 \text{ h}^{-1}$ の範囲で若干過小評価しているが、概ね実験結果と一致している。

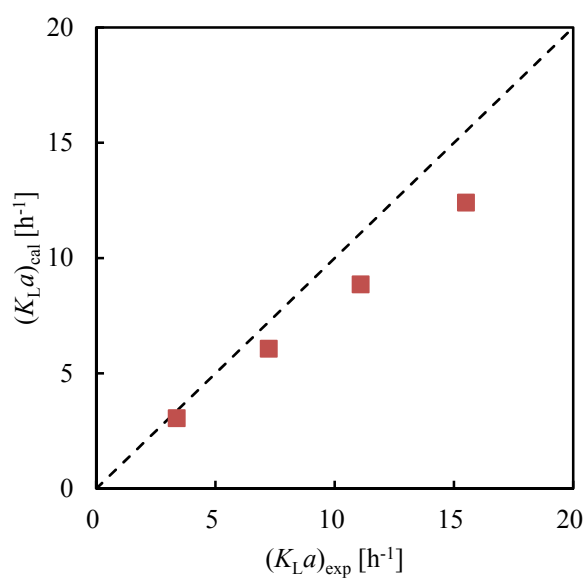


Fig. 6-8 気泡塔型矩形水槽の修正「気泡 自由界面同時酸素移動モデル」による $K_L a$ 推算結果

(2) アクリルガラス壁面水槽

Fig. 6-9 に、式(4-15)によって推算された $(K_La)_{cal}$ と実験によって得られた $(K_La)_{Exp}$ の比較結果を示す。水槽の縦横比によらず、推算結果と実験結果が概ね一致しており、修正した気泡自由界面同時酸素移動モデルが水槽形状の違いにも対応できることが示された。

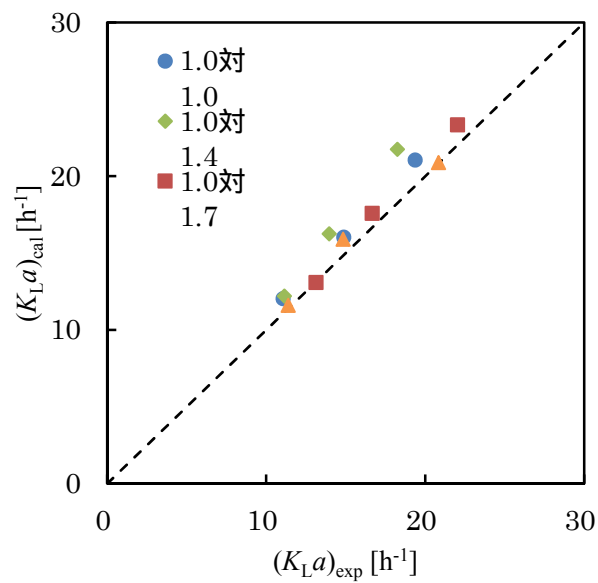


Fig. 6-9 アクリルガラス壁面水槽の修正「気泡自由界面同時酸素移動モデル」による K_La の推算結果

6.5 修正「気泡 自由界面同時酸素移動モデル」のさらなる改善

実規模サイズの大型実験水槽に対して、修正「気泡 自由界面同時酸素移動モデル」による K_{La} の推算結果は実験結果とよく一致していた。また、気泡塔型矩形水槽やアクリルガラス壁面水槽といった形状や寸法の異なる水槽に対しても良好な推算結果が得られることを確認した。

本節では、修正「気泡 自由界面同時酸素移動モデル」による K_{La} の推算精度向上について検討する。

Akita & Yoshida (1974)は式(2-4)により、気泡塔内のザウター平均気泡径 d_{32} を推算する方法を提案している。しかし Shah et al. (1982)は、式(2-4)はガス分散器に単一オリフィスを用い、塔径が 0.3 m 以下の場合に適用でき、他形式のガス分散器を用いた場合や塔径が 0.3 m 以上の場合は適用すべきでない指摘している。

本研究で行った大型実験水槽におけるガスホールドアップ ε_G 測定実験もしくは総括物質移動容量係数 K_{La} 測定実験でのガス空塔速度 u_G を式(2-4)に適用すると、塔径 $D_T = 0.3$ m とした場合、 $d_{32} = 6.6 \sim 7.4$ mm と算出される。しかしながら、「5.3.3 乱流相互作用モデルによる気泡径の推算への影響」で示したように、散気装置の設置水深 $h = 4.5$ m、ガス空塔速度 $u_G = 0.97 \sim 2.32 \times 10^{-3}$ m/s の条件下で、大型実験水槽内の気泡径を測定した結果、1.6~4.8 mm の範囲で鉛直方向に分布していたことから、 d_{32} は 1.6~4.8 mm の間であったと推測される。

Fig. 6-10 に気泡塔型矩形水槽において、 $D_T = 0.3$ m もしくは $D_T = 3.0$ m とした場合の総括物質移動容量係数の推算値 $(K_{La})_{cal}$ と実験値 $(K_{La})_{Exp}$ の比較を示す。 $D_T = 0.3$ m とした場合よりも $D_T = 3.0$ m とした場合の方が $(K_{La})_{cal}$ は $(K_{La})_{Exp}$ に近い値を示した。 $D_T = 3.0$ m とした場合、式(2-4)により算出される d_{32} は 3.2~4.0 mm であり、大型実験水槽で測定した気泡径から推測された d_{32} の範囲内にある。なお、 $D_T = 3.0$ m においては、式(4-14)における補正係数 α は 0.11 とした場合が、最も良好な推算結果を示した。

このように、測定した気泡径を基に D_T を設定し、 d_{32} の推算値を調整することで、より高い精度で K_{La} を推算することが可能であることを確認した。

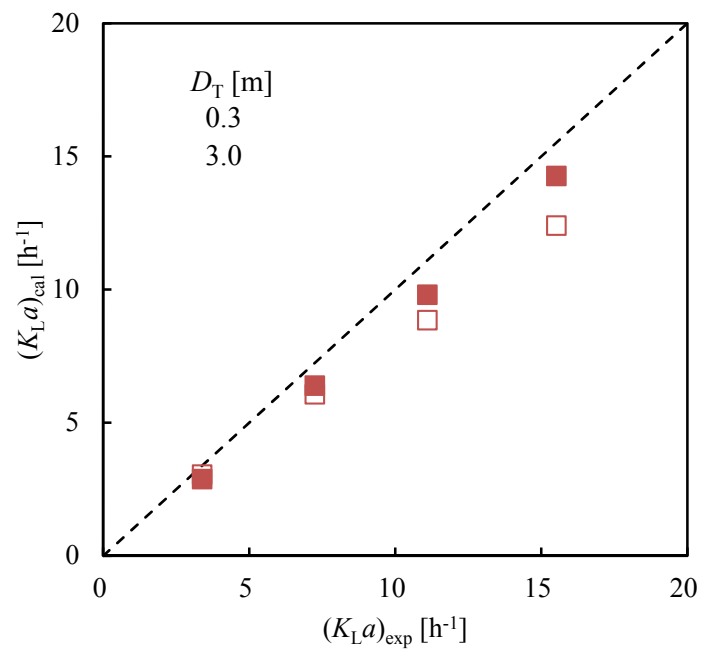


Fig. 6-10 気泡塔型矩形水槽における塔径 D_T の設定による $K_L a$ 推算精度の比較

Fig. 6-11 に大型実験水槽およびアクリルガラス壁面水槽について $D_T=3.0\text{ m}$ とし、 $(K_{La})_{cal}$ を算出した結果を示す。大型実験水槽の K_{La} 推算精度は、 $D_T=0.3\text{ m}$ の場合とほぼ変わらなかった。大型実験水槽は、気泡塔型矩形水槽と比べると自由界面の面積が大きく、自由界面における酸素移動の全酸素移動に対する割合が、気泡塔型矩形水槽よりも大きいと考えられ、水槽全体の K_{La} の気泡径に対する応答感が小さかったと推測される。一方、アクリルガラス壁面水槽は、気泡塔型矩形水槽と同様にすべての条件において $D_T = 0.3\text{ m}$ の場合と比べて $(K_{La})_{cal}$ は大きな値を示した。

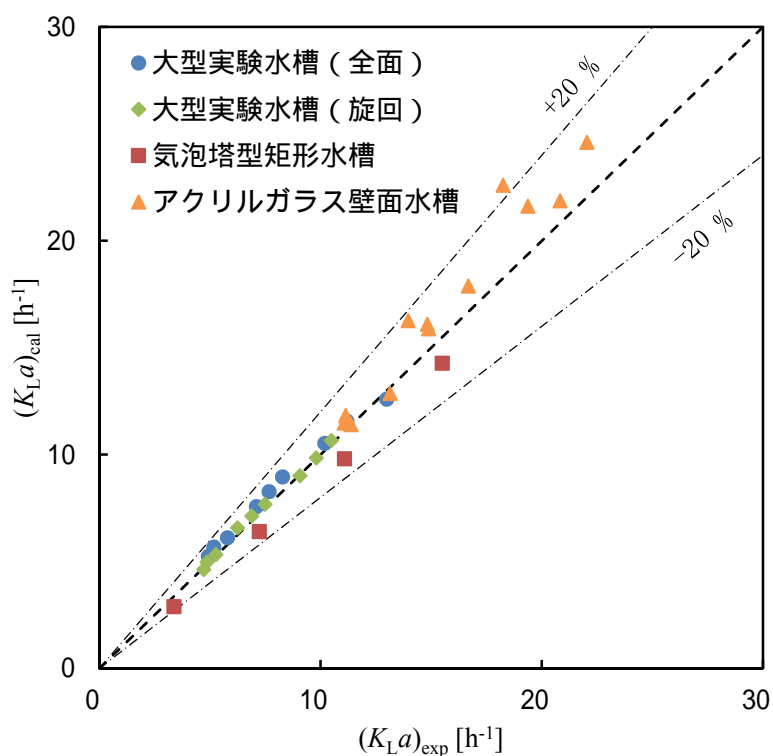


Fig. 6-11 異なる水槽における塔径 $D_T = 3.0\text{ m}$ とした場合の K_{La} 推算精度

Fig. 6-12 にアクリルガラス壁面水槽におけるガスホールドアップの推算結果 ε_{cal} と実測値 ε_{exp} の比較を示す。水槽の縦横比が 1.0 対 1.0 と 1.0 対 2.0 の場合は、 ε_{cal} は ε_{exp} と良好な一致を示している。一方で、縦横比が 1.0 対 1.4 の場合は、 ε_{cal} は ε_{exp} よりも大きな値を示した。これは、縦横比 1.0 対 1.4 における ε_{exp} が、縦横比が 1.0 対 1.0 および 1.0 対 2.0 の場合よりも小さい値であったことに起因する。また、縦横比が 1.0 対 1.7 の場合は、 ε_{cal} は ε_{exp} よりも小さな値を示した。これは、縦横比 1.0 対 1.7 における ε_{exp} が、縦横比が 1.0 対 1.0 および 1.0 対 2.0 の場合よりも大きい値であったことに起因する。つまり、Fig. 6-11 に示したように、アクリルガラス壁面水槽の $K_L a$ の推算精度が $\pm 20\%$ 程度にとどまった要因は、ザウター平均気泡径 d_{32} の推算精度だけでなく、ガスホールドアップの推算精度もその要因になっていると考えられる。

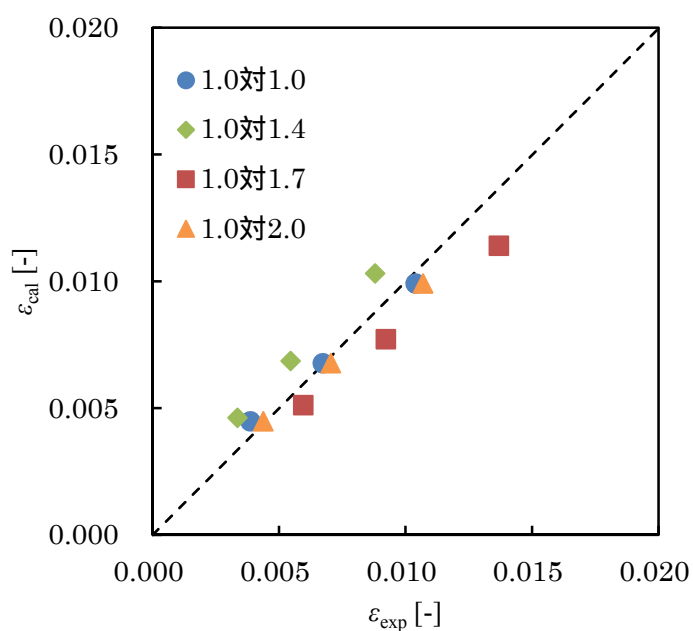


Fig. 6-12 アクリルガラス壁面水槽におけるガスホールドアップの推算精度

Fig. 6-13 に水槽全体の K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の比率と、全気液界面積に対する気泡-液バルク間の界面積 a_b の比率の関係を示す。これらの関係は 2 つのグループに分かれることが Fig. 6-13 からわかる。大型実験水槽およびアクリルガラス壁面水槽は式(4-14)において、 $A_{CS}/h^2=1\sim 2$ であり、気泡塔型矩形水槽は $A_{CS}/h^2=0.0333$ である。つまり、これらの 2 グループの違いは、 A_{CS}/h^2 の差が要因となっている。どちらのグループにおいても、全気液界面積に対する a_b の比率が大きくなるにしたがって、水槽全体の K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の比率は小さくなった。大型実験水槽においては、全気液界面積に対する a_b の比率が 0.95 を超えると、水槽全体の K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の比率の減少割合が大きくなった。一方で、全気液界面積に対する a_b の比率が 0.95 よりも小さい場合は、水槽全体の K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の比率の減少割合は小さく、全気液界面積に対する a_b の比率の減少に伴って水槽全体の K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の比率は、一定値に漸近すると推測された。気泡塔型矩形水槽は、全気液界面積に対する a_b の比率の減少に伴って、水槽全体の K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の比率は比例して減少した。しかしながら、これらの 2 グループで使用している $(K_{La})_s$ の推算式は同一であるため、気泡塔型矩形水槽において、全気液界面積に対する a_b の比率の減少に伴って水槽全体の K_{La} に対する $(K_{La})_s$ の比率は一定値に漸近すると推測される。

また、全気液界面積に対する a_b の比率が 1 に近い条件では、 $(K_{La})_s$ は無視できるほどに小さい値を示すと推測される。

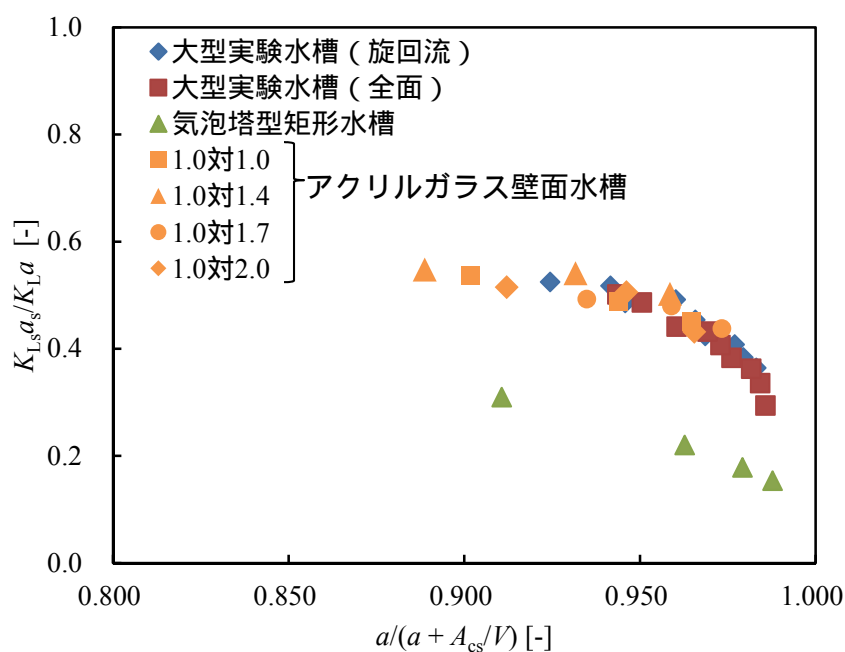


Fig. 6-13 全気液界面積に対する気泡-液バルク間の界面積の比率と $(K_{La})_{s, Mod} / (K_{La})_{Exp}$ の関係 ($D_T = 3.0$ m)

6.6 小括

水槽形状が異なる場合においても、修正「気泡 自由界面同時酸素移動モデル」によって概ね良好に水槽全体の総括物質移動容量係数 K_La を推算可能であった。

気泡塔型矩形水槽については、ザウター平均気泡径 d_{32} の推算値を実測値の範囲内となるように塔径 D_T を調整することで、推算精度が向上した。

水槽全体の総括物質移動容量係数 K_La に対する自由界面での物質移動容量係数 $(K_La)_s$ が占める割合は、全気液界面積に対する気泡-液バルク間の界面積 a_b の割合の増加に伴って減少した。一方で、全気液界面積に対する気泡-液バルク間の界面積 a_b の割合が減少した場合は、水槽全体の総括物質移動容量係数 K_La に対する自由界面での物質移動容量係数 $(K_La)_s$ が占める割合は一定値に漸近すると推測された。

第7章 結論

7.1 エアレーションタンクのガスホールドアップの測定と推算

実設備規模のエアレーションタンクのガスホールドアップは、これまでほとんど測定された例がなかった。本研究では、ガイドパルス式液位計を用いることで、液流動による波の影響や気泡による誤検出の影響を排除して、エアレーションタンク内の液位の分布を測定し、ガスホールドアップを算出した。

また、エアレーションタンク内を曝気ゾーンと散気装置下部ゾーンの2領域に分けることで、既存の気泡塔向けガスホールドアップ推算式を用いて、エアレーションタンクのガスホールドアップを推算可能とした。

7.2 エアレーションタンクにおける酸素移動モデル

エアレーションタンクでの酸素の溶解に関して、気泡-液バルク間での酸素移動と自由界面での酸素移動の両方を考慮したモデル（修正「気泡-自由界面同時酸素移動モデル」）を提案した。自由界面付近での流動状態の指標として用いる Re 数において、代表速度と代表長さにそれぞれ自由界面付近の液流速と水槽の水力直径を設定することで、実験値とよく一致することが示された。

7.3 CFD シミュレーションを用いたエアレーションタンクの物質移動容量係数の推算

水槽形状や運転条件などによって変化するエアレーションタンク内のガスホールドアップは、CFD シミュレーションによって求めることが可能であり、気液間の乱流相互作用を考慮した条件で表面更新説（Eddy cell model）による物質移動係数を算出し、修正「気泡-自由界面同時酸素移動モデル」と組み合わせることで、高い精度でエアレーションタンク全体での総括物質移動容量係数 K_{La} を推算することが可能であることを示した。

7.4 修正「気泡-自由界面同時酸素移動モデル」の異なる形状の水槽への適用

大型実験水槽（5.0 m 幅 × 5.0 m 長 × 5.0 m 高）において、水槽全体の総括物質移動容量係数 K_{La} を推算可能であった修正「気泡-自由界面同時酸素移動モデル」を用いて、気泡塔型矩形水槽（0.72 m 幅 × 0.74 m 長 × 4.0 m 高）とアクリルガラス壁面水槽（1.4 m 幅 × 1.4 ~ 2.8 m 長 × 1.4 m 高）の K_{La} を推算したところ、±20%の誤差で実測した総括物質移動

容量係数 $K_L a$ を推算可能であった。つまり、形状の異なる水槽へ修正「気泡 自由界面同時酸素移動モデル」が適用可能であることを確認した。

また、ザウター平均気泡径 d_{32} の推算式に含まれる塔径 D_T を調整することで、気泡塔型矩形水槽の $K_L a$ の推算精度が向上した。

謝辞

本研究を進めるにあたり、慶應義塾大学理工学部応用化学科教授 寺坂宏一先生には指導教員として適切なお指導とご助言を頂きました。ここに深謝の意を表します。埼玉大学大学院理工学研究科物質科学部門准教授 本間俊司先生には、審査委員として学位論文審査の労をお執り頂き、貴重なご助言を賜ると同時に論文の学術雑誌へ投稿にあたり投稿先についてご指導ご助言して頂きました。慶應義塾大学理工学部応用化学科准教授 奥田知明先生ならびに慶應義塾大学理工学部応用化学科専任講師 藤岡沙都子先生には、審査委員として学位論文審査の労をお執り頂き、貴重なご助言を賜りました。深く感謝いたします。

社会人入学に深いご理解とご配慮をくださり、大学院に快く送り出していただいた、三機工業株式会社取締役執行役員 技術研究所長 福井博俊氏、三機工業株式会社技術研究所統括部長 長野晃弘博士、三機工業株式会社技術研究所プラント設備開発部環境システムグループマネージャー 加藤薫博士に深く御礼申し上げます。また、三機工業株式会社に入社以来ご指導頂きました先輩および同輩の各位に心から感謝申し上げます。三機工業株式会社技術研究所プラント設備開発部環境システムグループの各位には、研究活動をサポート頂き、心から感謝いたします。

最後に、本論文の完成に向けて深い理解と応援を送ってくれた妻悦子と長男真聡、次男尚弥に感謝します。

参考文献

- Akita, K. & F. Yoshida; "Gas Holdup and Volumetric Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns Effects of Liquid Properties." *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 12, 76 (1973).
- Akita, K. & F. Yoshida; "Bubble Size, Interfacial Area, and Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns." *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 13, 84–91 (1974).
- Deckwer, W.-D., Y. Louisi, A. Zaidi & M. Relek; "Hydrodynamic Properties of the Fischer-Tropsch Slurry Process." *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 19, 699 (1980).
- DeMoyer, C. D., E. L. Schierholz, J. S. Gulliver, & S. C. Wilhelms; "Impact of Bubble and Free Surface Oxygen Transfer on Diffused Aeration Systems." *Water Res.*, 37(8), 1890–1904 (2003).
- Drew, D. A. & R. T. Lahey; *In Particulate Two-Phase Flow*. Boston: Butterworth-Heinemann (1993).
- Fayolle, Y., A. Cockx, S. Gillot, M. Roustan & A. Héduit; "Oxygen Transfer Prediction in Aeration Tanks Using CFD." *Chem. Eng. Sci.*, 62(24), 7163–7171 (2007).
- Fujie, K., N. Ishihara, & H. Kubota; "Mass Transfer Coefficient of Dispersed Fine Bubbles in Electrolytic Solutions." *J. Ferment. Technol.*, 58(5), 477–484 (1980).
- Higbie, R.; "The Rate of Absorption of a Pure Gas into a Still Liquid During Short Periods of Exposure." *AIChE J.*, 31, 365–389 (1935).
- Ishii, M. & N. Zuber; "Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or Particulate Flows." *AIChE J.*, 25(5), 843–855 (1979).
- Kasakura, T., M. Tomita, K. Matsubara, & A. Kubo; "Fundamental Study of Spiral Flow Aeration." *Mizushori Gijutsu*, 29(12), 37–46 (1988).
- Kasakura, T., M. Tomita, K. Matsubara, & A. Kubo; "A Basic Study of the Efficiency of Full Floor Coverage Aeration." *Mizushori Gijutsu*, 33(3), 143–151 (1992).
- Kataoka, I., A. Serizawa & D. C. Besnard; "Prediction of Turbulence Suppression and Turbulence Modeling in Bubbly Two-phase Flow." *Nucl. Eng. Des.*, 141(1-2), 145–158 (1993).
- Lamont, J. C. & D. S. Scott; "An Eddy Cell Model of Mass Transfer into the Surface of a Turbulent Liquid." *AIChE J.*, 16(4), 513–519 (1970).

- Launder, B. E., G. J. Reece, & W. Rodi; "Progress in the Development of a Reynolds-Stress Turbulence Closure." *J. Fluid Mech.*, 68(3), 537–566 (1975).
- Launder, B. E. & D. B. Spalding; *Lectures in Mathematical Models of Turbulence*. London: Academic Press (1972).
- Luo, H. & H. F. Svendsen; "Theoretical Model for Drop and Bubble Breakup in Turbulent Dispersions." *AIChE J.*, 42(5), 1225–1233 (1996).
- Luo, H.; *Coalescence, Breakup and Liquid Circulation in Bubble Column Reactors*. Thesis, The University of Trondheim (1993).
- Marrucci, G.; "Rising Velocity of a Swarm of Spherical Bubbles." *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 4(2), 224–225 (1965).
- Oh, J. T., J. T. Kim & J. K. Kim; "Factors Affecting Performances of Micro-Perforated Polyurethane Membrane Diffusers." *J. Chem. Eng. Japan*, 47(9), 756–759 (2014).
- Palumbo, J. E., A. M. Asce & L. C. Brown; "Assessing the Performance of Reaeration Prediction Equations." *J. Environ. Eng.*, 140, 1–7 (2014).
- Sakai, M. & K. Kusakabe; "Gas Absorption during the Burst of an Individual Bubble on the Water Surface." *J. Chem. Eng. Japan*, 37(9), 1117–1121 (2004).
- Sato, Y. & K. Sekoguchi; "Liquid Velocity Distribution in Two-phase Bubble Flow." *Int. J. Multiph. Flow*, 2, 79–95 (1975).
- Schierholz, E. L., J. S. Gulliver, S. C. Wilhelms & H. E. Henneman; "Gas Transfer from Air Diffusers." *Water Res.*, 40(5), 1018–1026 (2006).
- Sekizawa, T., K. Fujie, H. Kubota, T. Kasakura & A. Mizuno; "Air Diffuser Performance in Activated Sludge Aeration Tanks." *J. Water Pollut. Control Fed.*, 57(1), 53–59 (1985).
- Shah, Y. T., B. G. Kelkar, S. P. Godbole & W.-D. Deckwer; "Design Parameters Estimations for Bubble Column Reactors." *AIChE J.*, 28(3), 353–379 (1982).
- Shih, T.-H., W. W. Liou, A. Shabbir, Z. Yang & J. Zhu; "A New $k-\epsilon$ Eddy-Viscosity Model for High Reynolds Number Turbulent Flows - Model Development and Validation." *Comput. Fluids*, 24(3), 227–238 (1995).
- Terasaka, K., J. Nitta, H. Fukuda, M. Iwahashi, T. Goshima & S. Fujioka; "Oxygen Transfer into Xanthan Solutions in Partitioned Bubble Columns." *J. Chem. Eng. Japan*, 46(1), 33–39 (2013).
- Terasaka, K. & H. Tsuge; "Gas Holdup for Slug Bubble Flow of Viscous Liquids Having a Yield Stress in Bubble Columns." *Chem. Eng. Sci.*, 58(2), 513–517 (2003).

- Tomiyama, A., I. Kataoka, I. Zun & T. Sakaguchi; “Drag Coefficients of Single Bubbles under Normal and Micro Gravity Conditions.” *JSME Int. J.*, 41(2), 472–479 (1998).
- Tomiyama, A.; “Struggle with Computational Bubble Dynamics.” In *Third International Conference on Multiphase Flow* (1998).
- Troshko, A. A. & Y. A. Hassan; “A Two-equation Turbulence Model of Turbulent Bubbly Flows.” *Int. J. Multiph. Flow*, 27, 1965–2000 (2001).
- 環境省; 2012年度 (平成24年度) 温室効果ガス排出量 (2014).
- 資源エネルギー庁; 平成26年度 電力調査統計 (2015).
- 寺嶋光春; 水処理装置の環境負荷低減に向けた混相流動制御. Thesis, Tohoku University (2010).
- 気泡塔、三相流動床実用ハンドブック. (上山惟一 編). ipc Co. Ltd. (2003).
- 日本下水道協会; 下水道施設計画・設計指針と解説 (2009).
- 日本下水道協会; 平成23年度下水道統計 (2012).
- 日本下水道新技術機構; 活性汚泥法等の省エネルギー化技術 に関する技術資料 (2014).
- 柏谷衛, 安中徳二 & 及川直也; “散気式エアレーションタンクの酸素移動 (第2報)” 第7回衛生工学研究討論会講演論文集 (1971).
- 木戸, 加藤 & 白石; “メンブレン式散気装置による省エネルギー効果と劣化.” 第49回下水道研究発表会講演集, pp. 652–654 (2012).