

水処理装置の環境負荷低減に向けた混相流動制御

著者	寺嶋 光春
学位授与機関	Tohoku University
URL	http://hdl.handle.net/10097/48274

博士学位論文

水処理装置の環境負荷低減に向けた
混相流動制御

2010年1月

東北大学大学院環境科学研究科
環境化学・生態学コース

寺嶋 光春

論文審査委員

主査 東北大学 教授 井上 千弘

東北大学 教授 高橋 弘

東北大学 教授 大村 達夫

東北大学 准教授 須藤 孝一

目次

第1章 緒論

1.1 人間活動と排水処理	1
1.2 排水処理装置の処理性能への流動挙動の影響	3
(1) 排水処理装置の循環流と処理性能	3
(2) 排水処理装置における混相流と循環流	4
1.3 排水処理装置と数値流体力学(CFD)解析	4
(1) 曝気槽の流動挙動と流体解析	6
(2) 加圧浮上装置の流動挙動と流体解析	10
(3) 嫌気性消化槽の流動挙動と流体解析	11
1.4 本論文の目的	13
1.5 本論文の構成	14

第2章 旋回流式活性汚泥曝気槽における酸素溶解性能の把握

2.1 緒言	23
2.2 方法	25
(1) CFD解析モデル	25
(2) 曝気槽の条件と構造	26
(3) 計算方法	29
(4) 混合液の流速と K_La の実測	31
2.3 結果と考察	33
(1) K_La の測定結果(文献値)とCFD解析結果の比較	33
(2) 実曝気槽への適用	35
(3) 溶解性能の向上に向けた取組み	39
2.4 結言	42

第3章 バッフル設置加圧浮上装置の処理性能検討

3.1 緒言	44
3.2 方法	45
(1) 浮上槽構造	45
(2) バッフル設置浮上槽の構造	45
(3) 加圧浮上装置の運転条件	45

(4) 水中カメラによる浮上槽内観察	46
(5) CFD 解析方法	46
(6) 滞留時間分布曲線の解析方法	48
(7) RTD 曲線の CFD 解析とトレーサー試験	51
(8) 処理水の分析	51
(9) スケールアップ加圧浮上装置の構造検討	52
3.3 結果と考察	54
(1) 浮上槽の流動状態	54
(2) バッフル設置による流動状態と滞留時間分布の変化	55
(3) バッフル設置による除去率の向上	56
(4) スケールアップ加圧浮上装置の構造検討	58
3.4 結言	63
第 4 章 嫌気性消化槽の混合検討	
4.1 緒言	65
4.2 方法	66
(1) 中温と高温の嫌気性消化汚泥のレオロジー特性測定	66
① 汚泥の調整	66
② 汚泥の粘性パラメータ	67
(2) 嫌気性消化槽の混合均一化時間の把握	69
① 混合を検討した嫌気性消化槽	69
② トレーサー試験	70
③ CFD 解析モデルと解析方法	70
④ 均一性の評価	72
4.3 結果と考察	74
(1) 嫌気性消化汚泥のレオロジー特性の測定	74
① 中温および高温消化汚泥の構造粘度指数(n)	74
② 中温および高温消化汚泥の擬塑性粘度(μ_p)	74
③ 汚泥粘度から見た高温消化で可能な汚泥濃度	76
④ 中温と高温消化汚泥の粘性の違いの要因	77
(2) 嫌気性消化槽の混合均一化時間の把握	80

① 実験と CFD 解析のトレーサー応答曲線の比較	80
② 均一化時間(T_H)と均一性評価指標(U)	81
③ 均一化時間(T_H)と低速度領域の関係	82
④ 均一化時間-汚泥循環時間比(T_M/T_H)	85
⑤ 混相流制御による嫌気性消化槽の 環境負荷低減の方向について	87
4.4 結言	88
第 5 章 結論	92
謝辞	

第1章 緒論

1.1 人間活動と排水処理

地球上の水は、地表、地下、海洋および空中にあり、水圏といわれる空間を移動しながら循環している¹⁾。水は森を作り、土を作る。その恩恵で人類は穀物を作り、家畜を育てて食料とし、文明を築いてきた。4 大文明はいずれも大河のほとりで発祥したことからもわかるように、水は生命の維持と産業に必須の資源である。

地表および地下の水は、途中の土質に応じ、種々の物質を溶かし込み、また、植生や野生生物の影響を受けて、多少の有機物および無機塩類を含むことになる。これにさらに、人間活動および産業活動に起因して発生した排水が流入すると、本来の状態ではなく、質的に変わった状態となる。これが人為的な水質汚濁である。河川に、生活排水や産業排水が流れ込むと、物理的、化学的および生物学的な作用によって、汚濁物質が減少して清水に近づく。汚濁物質が少量であれば、この自然浄化作用により、再び元の状態に戻る。しかしながら、元々自然界に無かった化学物質は浄化することが困難、ないし不可能な場合が多く、また、分解可能な物質であっても汚染が一定以上であると、自然の力で水質を改善することができなくなる。

日常生活や産業活動に伴い発生する水質汚濁はその原因物質の種類によって、有害物質汚濁(無機性物質や有機塩素化合物などによる)と有機性汚濁に大きく分けることができる。

水質汚濁の中で最も大きな問題は、毒性のある物質の流入によるもので、生物の死を招いたり、長時間経過した後に発症したり、がんや奇形児出生の原因となりうる。発生源としては、皮革製造、製鉄、非鉄金属、精錬、電気めっき、ソーダ工業およびガラス製造などが挙げられる²⁾。

有害汚濁物質の除去法としては、有機塩素化合物、農薬系有機化合物およびシアンのように化合物として有害である物質は、排水から取り除くこと(吸着あるいは不溶化して固液分離すること)あるいは無害な物質に変換すること(分解等)のいずれかの方法が可能である。重金属のように元素自体が有害である場合は、物質を排水から取り除くために、吸着や不溶化して固液分離を行う。有害物質を含む排水は、流出すると環境への影響は多大であるものの、製造法の変更、排水量の削減およびクローズド化等により、排出がなくなったり、減ったりしている。また、有害物質の排出源はこれを使用する場所に限定され、有

機性の汚濁源に比べるとその数も少ない。

人間の生活に伴い必ず排出されるのが有機性排水である。有機性の汚濁は、環境水中の溶存酸素の低下を招く。河川に自浄作用を越える有機物の流入があると、嫌気状態となり、メタン、硫化水素やアンモニアなどが発生し、腐敗臭を発することになる。また、硫化水素が溶解鉄と反応して硫化鉄を生成し、黒いドブ川となる。これらにより、水生生物が生命活動を維持できなくなると同時に用水としての価値が極めて低下する。有機性排水の発生源としては、生活排水、食料品製造、化学工業およびパルプ工業等がある。

有機性汚濁物質を含む排水は、一般に、生物学的方法で処理される。生物学的处理法は、自然浄化機能の利用を基本におき、処理系内の生物量を人為的に増加させ、それを制御・管理することで有機物を分解除去する技術である。有機性汚濁物質の処理プロセスを構成する単位要素としては、有機物の酸化分解、固液分離、混合操作に大別できる。

有機物の酸化分解は、好気性微生物が、水中に溶解している酸素を使い、有機物を水と炭酸ガスに分解して、そのエネルギーを用いて増殖する働きを利用する。主に微生物を系内に維持する方法によって、様々な種類に分類されるが、中でも生物体の存在形態によって浮遊法と生物膜法に大別される。浮遊法である活性汚泥法は、実用化されたのは20世紀初頭である。実用化されて30年以上が経過して、活性汚泥による浄化の主役が微生物であることが明らかになり、反応を合理的に進めるために多くの変法が開発され、有機排水処理の主役になった³⁾。さらに、処理の対象が窒素やリンに広がったことに加え、余剰汚泥の削減⁴⁾、⁵⁾も可能になり、生物処理の中で最も普及しているといえる。また、近年、設置面積の大幅な節約ができることから主役になりつつあるのが生物膜法の中の流動床方式である。これらはともに、水槽内に空気を吹き込む(曝気をする)ことで生物処理に必要な酸素を供給することを特徴とする。このため、微生物による酸化分解を行うこれらの反応槽は曝気槽と呼ばれる。

固液分離は、生物処理の負荷を低減させるために曝気槽の前段で固形物を取り除くこと(前処理)、活性汚泥曝気槽の後段で活性汚泥と処理水を分離し活性汚泥を濃縮すること(最終沈殿池)、及び、最終沈殿池から流出する微細なSS成分や流動床曝気槽から流出する余剰なSSを取り除いて最終的な清澄な処理水を作ること(後処理)に用いられる。

混合操作は、pH調整、凝集、そして好氣的生物処理で発生する余剰汚泥の安定化・減量を行う嫌気性消化槽で用いられる。好氣的な生物処理では、除去した有機物のおおよそ半分が汚泥に転換されるため、多量の汚泥が発生する。この余剰汚泥は嫌気性消化により安

定化される。

気候変動に関する政府間パネル(IPCC)の報告⁶⁾では、①地球温暖化は疑う余地が無く、②近年の平均気温の上昇は人為起源の温室効果ガスに起因するもの、とほぼ断定されている。また、地球温暖化は、生態系への悪影響、数億人規模に及ぶ水不足状態の悪化、農業への打撃、感染症や災害の増加など、経済・社会活動への悪影響を引き起こす原因となる可能性が指摘されている⁷⁾。生活排水の有機物除去を主たる処理対象とする下水処理場において消費されるエネルギーは日本全体の約1%を占めている⁸⁾。水処理及び汚泥処理プロセスでは、様々な温室効果ガスの削減に向けた取り組みが行われてきている⁹⁾。一部企業では、CSR(Corporate Social Responsibility; 企業の社会的責任)の一環として、温室効果ガスの削減に取り組んでおり、わが国の進んだ水処理技術に対しては、途上国の技術移転による貢献も期待される¹⁰⁾。排水処理設備においては、これまでのコストの最小化の追求に加えて、温室効果ガスの発生量を削減することも重要である。

1.2 排水処理装置の処理性能への流動挙動の影響

(1) 排水処理装置の循環流と処理性能

排水処理装置では、槽内の水の流れ挙動が処理性能に大きな影響を与えており、これを適切に制御することが処理性能改善、さらには温室効果ガス排出量の低減につながる。

処理性能に影響を与える流動挙動としては循環流¹¹⁾が挙げられる。循環流を促進する駆動力には、慣性力によるものや浮力によるものがある。このうち慣性力を発生させる要因としては、原水や循環ポンプによる外部から水槽内への水の流入や水中ミキサーや攪拌翼といった内部装置による水の駆動がある。浮力による循環流の形成としては、水槽内において固形物や気泡の存在比や温度が不均一に分布することに起因して、空間的な密度差が生じることが挙げられる。反対に、循環流の発生を抑える抑制力として働くのは、液体-壁間の摩擦、液体の粘性抵抗や乱流渦によるエネルギーの消散である。

循環流は、排水処理装置に対して良い影響を与えるときと悪い影響を与えるときがある。良い影響であり、これを積極的に活用する例としては、混合促進効果としての利用が挙げられる。槽内を均一化する目的で、ポンプや攪拌機で循環流を生じさせて混合することやガスを吹き込んで密度流によって循環流を作って混合することが行われる。悪い影響としては、沈殿槽や加圧浮上槽といった固液分離装置や水中に酸素を溶解するための曝気槽が

挙げられる。固液分離装置では、原水の密度の違い^{12), 13)}や水温¹⁴⁾の違いによって発生する大きな密度流は、短い滞留時間での原水の流出を促し、分離不良を起こしてしまう。また、曝気槽では、槽内の気泡ボリュームフラクションの空間的分布による密度流によって気泡のボリュームフラクションが減少し、溶解効率が減少する。

(2) 排水処理装置における混相流と循環流

排水処理設備においては、連続相である水相に、分散相として固体粒子や気泡が含まれて、混相流体となっていることが多い。分散相である固体粒子と気泡の存在が、処理性能に大きな影響を与える循環流の形成、促進と抑制に大きくかかわっている。

分散相として気泡が存在するときには、その比重が水相の比重と大きく異なるために、密度流が発生し、装置の流れ場を支配することになる。この代表的な例として、曝気槽や重力式固液分離装置である加圧浮上装置¹⁵⁾がある。また、固相の体積濃度が高く、固体粒子同士の摩擦が大きい場合には、固相の存在が混相流体のレオロジー挙動に大きく影響を及ぼす。粘度の増大は循環流形成を抑え、混合性能を低下させる。この代表的な例として、嫌気消化槽がある。このため、水処理装置の流体的な課題の解決のためには、混相流の適切な把握と制御が重要である。

1.3 排水処理装置と数値流体力学(CFD)解析

混相流動を初めとする流体の流動現象をモデル化し数値的に計算する方法として数値流体力学(CFD)がある。CFDは、機械、航空、原子力、鉄鋼、化学工学および土木・建築の各分野の研究や実務において多くの利用実績がある。ここでは、エンジン燃焼と構造設計、車や飛行機の設計、水理構造物周囲の水流、地下水、湖や内湾での潮汐、建物付近の熱環境や大気流れの解析が行われている。

これらの分野に比べ、水分野におけるCFD解析の利用はあまり進んでいない。この原因としては、同一商品の生産個数が低くまた個別設計を行うことが多いことから流動状態を解析した結果が水平展開されにくいこと、平均的に装置単価が低いためにCFD解析を実施することがコスト的に見合わないこと、さらに、複雑な系を持つ場合が多く、計測、モデル化しにくい対象が多いことなどが挙げられる。

近年、水処理の分野でも CFD 解析の利用が広がりつつある。この背景としては、経費削減、建設用地の節約や技術の飽和状態下における差別化のために、水処理装置の高性能化を進める必要があること、活性汚泥モデルや雨水流出解析モデルなどその他のシミュレーション手法の普及が進んでいること、さらに最も大きいのは、コンピュータの高性能化と CFD 汎用ソフトウェアの高性能化と普及が進んだことが挙げられる。水処理分野における CFD 解析について発表された報文数を調査した結果を図 1-1 に示す。本調査では、検索システムとしては独立行政法人 科学技術振興機構運営の JDream II を用いた。データベースは、JSTPlus および JST7580 であり、検索の範囲は、昭和 50 年以降に発表されたデータベース収録誌(原著論文, 短報, 文献レビュー, 解説, 会議録記事, 紹介的文章, その他)である。検索キーワードは、“水処理” × “CFD” とし、検索結果から、数値流体力学とは関係のない”CFD”の報文は手動で削除した。平成 5 年に第 1 報が発表されて以来、報文数はほぼ直線的な増加を示し、平成 20 年は 34 報であった。

これらの報文の全体的な特徴としては、解析対象流体を実際の排水系ではなく清澄水または合成粘性水としているものが多いこと、解析対象が限定された装置に偏っていることが挙げられる。解析対象として取り扱いが多いのは、水槽の滞留時間が特に問題となる、ラグーン^{16), 17)}や排水安定池^{18)- 26)}などの池, 塩素接触装置^{27)- 31)}, オゾン接触装置^{32 - 40)}, UV 酸化装置^{41), 42)}, 及び沈殿池^{14, 43)- 52)}である。近年の有機性排水処理システムにおいて、最も重要な構成装置である活性汚泥曝気槽, 加圧浮上装置および嫌気性消化槽について、その

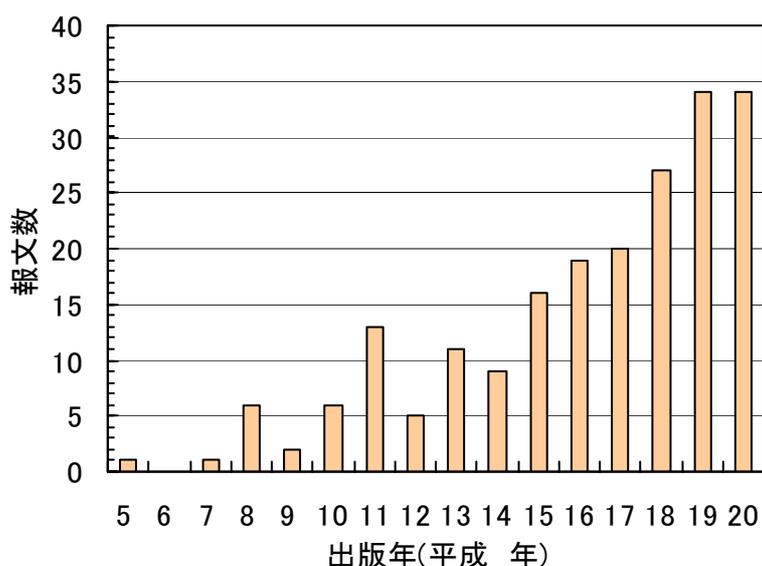


図 1-1 水処理分野における CFD 解析の報文数の推移

処理性能に及ぼす流動挙動の特徴と流体解析の実情を以下に示す。

(1) 曝気槽の流動挙動と流体解析

生物学的排水処理プロセスで最も広く採用されている方法に活性汚泥法がある。活性汚泥装置は、曝気槽と沈殿池から構成される。曝気槽では、流入した原水と活性汚泥を混合し、原水中の有機物を好氣的に分解する。

曝気槽においては、有機物を好氣的に分解するために酸素を消費する。必要酸素量の表現方法の一つとしては(1-1)式がある。

$$X_t = a_1 \cdot L_r + b_1 \cdot S_a \quad (1-1)$$

ここで、 X_t : 必要酸素量 (kgO_2/d)、 L_r : 除去 BOD 量(kgO_2/d)、 S_a : エアレーション内汚泥量 (kgSS)、 a_1 : 除去 BOD のうち、エネルギー獲得のために利用される割合(0.35~0.55)、 b_1 : 汚泥の内生呼吸速度($0.05 \sim 0.24 \text{ kgO}_2/\text{kgSS d}$)である。

一方、曝気装置から供給される酸素量(酸素移動速度)は(1-2)式で表される。

$$OTR = K_L a \cdot (DO - DO_{sat}) \cdot V \quad (1-2)$$

ここで、 OTR : 酸素移動速度 (kgO_2/hr)、 $K_L a$: 総括物質移動容量係数 ($1/\text{hr}$)、 DO : 溶解酸素濃度 (kgO_2/m^3)、 DO_{sat} : 飽和酸素濃度 (kgO_2/m^3)、 V : 曝気槽体積(m^3)である。

酸素を溶解させる曝気操作は、排水処理装置の中でとりわけ大きい動力が必要とされる。一般に、曝気槽で消費するエネルギーは、排水処理設備全体のエネルギー中で 45%-75%を占めるといわれ⁵³⁾、排水処理の環境負荷低減のためには、曝気動力の低減が重要である。このため、酸素溶解性能を高くする散気装置の種類や配置法について、従来からさまざまな検討が行われている^{54), 55)}。

曝気槽に酸素を供給する手段である散気システムは、散気装置から発生する気泡径の大きさにより、粗大気泡散気と微細気泡散気に分けられる⁵⁶⁾。粗大気泡散気装置としては、複数の空気出口穴を持つ中空のキャップであるスパージャーが代表的である。微細気泡の散気装置としては、小さな穴の開いた膜や多孔物質(セラミックや焼結プラスチック)を用いたものが良く使われる。排水処理の曝気槽で用いる粗大気泡散気装置および微細気泡散気装置の例を図 1-2 に示す。一般に、微細気泡散気装置は、粗大気泡型に比べ、初期投資が大きいものの、酸素移動効率(kgO_2/kW)が高いために動力消費量少なくてすむという利点を有する。



図 1-2 粗大気泡散気装置(左)および微細気泡散気装置(右)の例(photo by Terashima)

粗大気泡系と微細気泡系の旋回流型の曝気槽に関して、Sekizawa ら⁵⁷⁾は、気泡ボリュームフラクションの予測モデルと Higbe の浸透理論からの式((1-3)式)を組み合わせ、半理論的に K_La を算出する式を導いた((1-4)式).

$$k_La = \frac{2}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L^{O_2} \cdot u_s}{\pi \cdot d_B}} \cdot \frac{6\psi}{d_B} \quad (1-3)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} K_La \cdot V = \frac{24}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L^{O_2} \cdot u_s}{\pi \cdot d_{B0}}} \cdot \frac{G_v}{d_{B0} \cdot (u_s + u_l)} \cdot \frac{h \cdot P^*}{P_h \cdot \left\{ 1 + \left(\frac{P^*}{P_h} \right)^{1/2} \right\}} \\ u_l = \frac{u_{ls}}{3} \\ u_{ls} = \alpha \left\{ h \cdot U_g \cdot \left(\frac{h}{H} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left(\frac{H}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \right\}^m \end{array} \right. \quad (1-4)$$

ここで、 k_La ：局所的な物質移動容量係数 (1/sec)， κ ：補正係数 (-)， $D_L^{O_2}$ ：酸素拡散係数 (m^2/sec)， u_s ：気泡のスリップ速度 (= 0.21 m/sec)， π ：円周率 (-)， d_B ：気泡径 (m)， ψ ：気泡のボリュームフラクション (-)， K_La ：総括物質移動容量係数 (1/sec)， V ：曝気槽体積 (m^3)， d_{B0} ：散気水深における気泡径 (m)， G_v ：標準流量換算の曝気空気の吹込み流量 (Nm^3/sec)， u_l ：バブルゾーンにおける曝気液流速 (m/sec)， h ：散気装置設置深さ (m)， P^* ：大気圧 (Pa)， P_h ：散気水深における圧力 (Pa)， u_{ls} ：曝気槽表面における曝気液流速 (m/s)， α ：係数 (-)， m ：指数 (-)， U_g ：タンク平面基準のガス空塔速度 (m/sec)， H ：曝気槽高さ (m)， L ：曝気槽幅 (m) である

これによって、単純な旋回流式の曝気槽については、一定の気泡径をつくる散気装置に関して空気の吹き込み量を設計することができる。旋回流式の曝気槽では、曝気気泡により散気装置設置箇所の上で混合液の密度が低くなり、気泡を含まず密度の高い混合液が散気装置の横側(あるいは下側)から進入し、旋回流が発生する。これにより、散気装置設

置箇所では混合液の上昇が起きる。定常状態では、気泡自身の上昇速度(スリップ速度 u_s)と混合液の上昇流速(u_l)の和が槽における気泡の上昇速度($u_s + u_l$)となる。この模式図を図 1-3 に示した。(1-4)式のモデルでは、気泡存在部の断面積を散気装置の設置面積と等しいものと仮定しているが、単純な旋回流型曝気槽の K_La を求めるには十分な精度であることが 10 種類の曝気槽を用いた実験で確かめられている⁵⁷⁾。

一方、排水処理設備の建設においては、設置スペースの制限から散気装置を曝気槽の両側に設置しなければならないことがある。また、古い排水処理設備の改造では、従来の散気装置に加えて、気泡径がより小さい新型の散気装置を増設することもある。前者では、単純な旋回流ではなく複雑な流れが生じるはずであり、後者では一様な気泡径を与えられない、したがって、これらの条件では(1-4)式による K_La の算出は困難になると考えられる。

このような制限を解決する手段として、数値流体力学(Computational Fluid Dynamics; CFD)を用いれば、気泡密度流によって形成される曝気槽内の循環流流速を計算し、槽内の気泡ボリュームフラクション分布から K_La を求めることができるものと考えられる。CFD では、気液 2 相の運動について、現象を支配する保存式を曝気槽内の計算格子ごとに解き、収束解を求める。この方法であれば理想的な旋回流をつくらず、複雑な流れを与える曝気槽においても、また、任意の曝気槽形状・散気装置配置でも、気泡ボリュームフラクション分布を計算することができる。

CFD を用いた水処理装置の曝気槽の検討例としては、活性汚泥から処理水を分離する際に浸漬膜を用いる方法である膜式活性汚泥法(Membrane BioReactor; MBR)及び無終端水路を反応タンクとして用いる活性汚泥法であるオキシデーションディッチ(Oxidation Ditch; OD)を対象に検討された報告例がある。MBR を対象とした報告としては、李と長岡(2009⁵⁸⁾⁻⁶⁰⁾, 2008⁶¹⁾は、気泡流によって生じる膜面剪断応力を、CFD 解析を用いて評価し、

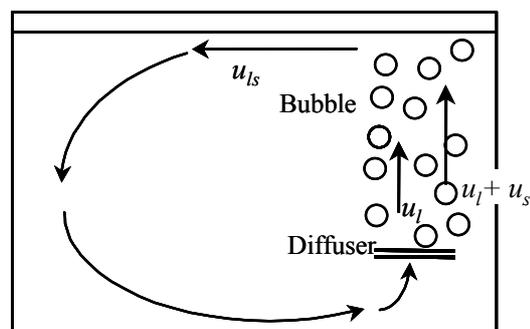


図 1-3 旋回流式曝気槽中の気泡の上昇

その結果を実験結果と比較している。Ndinisa ら(2006)⁶²⁾は、MBR において、邪魔板を設置することで、膜に対する剪断応力が増大することを CFD 計算上で示した。Saalbach and Hunze (2008)⁶³⁾は、中空糸と平膜からなる MBR 槽内の CFD 解析を実施し、流速の実測結果と比較し、範囲としては良い一致をすること、CFD 解析が流れ構造の把握に適していることを示している。Brannockk ら(2009)⁶⁴⁾は、MBR 槽内において、CFD 解析を行い、混合への散気、膜配置及び流入口位置の影響を調べた。これらは、MBR 装置内の流動について実際的な課題に CFD 解析を適用したものではあるが、酸素溶解は扱っていない。

OD を対象とした報告としては、脱窒を効果的に進めることを狙い、入口境界条件に DO 濃度を与えて、CFD に活性汚泥モデル⁶⁵⁾(Activated Sludge Model; ASM)を組み合わせ、OD 内での DO の減少と分布を計算した論文^{66), 67)}や生物学的栄養塩除去を行う OD において、槽全体で消費されるのと同量の酸素の供給源を散気装置箇所に与え、槽内での酸素分布を計算した論文⁶⁸⁾が報告されている。これらは、OD 内での酸素濃度分布を求めることに焦点を当てているため、境界条件やソース項として、酸素の供給の条件を与えており、酸素溶解の現象は検討の対象とはしていない。Fayolle ら(2007)⁶⁹⁾は、液相が清水の 4 種類の異なるスケールの OD について、CFD 解析が液流速と気泡ボリュームフラクションの実験結果を正確に再現することを確認した。さらに、CFD 解析に(1-3)式を組み合わせ、酸素移動速度を計算している。気泡径が重要なパラメーターであり、精度良く求めるには、これを適切に与える必要があるとしている。

以上のように、曝気槽の CFD 解析は、MBR や OD において、曝気混合液の流動や気泡ボリュームフラクションの予測のための検討がなされている。しかしながら、有機系工業排水処理や日本国内において比較的大型の下水処理場において最も多く用いられている旋回流式の曝気槽の酸素溶解効率については、単純なモデル化の時代には多くの研究が報告されていたにもかかわらず、近年の CFD 解析の発展の恩恵に預かる報告がない。

CFD 手法を用いることで、配置によって変わる散気装置の溶解性能を予測できれば、曝気効率を高めるための散気装置の配置検討に役立ち、さらに、散気装置の更新時や負荷増大時の散気装置の増設時において、微細気泡型散気装置の適用が進み、環境負荷低減に大きく貢献するものと考えられる。

(2) 加圧浮上装置の流動挙動と流体解析

加圧浮上法は排水に含まれる浮遊物質を固液分離除去する最も一般的な方法のひとつ

である。加圧浮上槽では、凝集剤を添加して浮遊物質を凝集フロックとした原水に対して、浮上槽内の混合室において微細気泡を混合することでフロックに気泡を付着させ、さらに、浮上槽内の浮上分離室において気泡付着フロックを浮上分離する。ここで、微細気泡は、空気を加圧溶解した加圧水を減圧することにより発生させる。処理によって発生した浮上スカムは浮上槽の上部で濃縮し、スカムスキマーによって系外へ排出する。清澄水は浮上槽の下部に設けられた取水口から処理水として取り出す⁷⁰⁾。

加圧浮上装置の処理水に流出する浮遊物質濃度は、1) 気泡付着フロックの浮上速度、および、2) 浮上槽内の流動挙動の両方によって大きく影響を受ける。

このうち、1) 気泡付着フロックの浮上速度は、凝集状態、フロックおよび微細気泡の濃度、pH、乱流強度および接触時間などに依存するフロックに対する微細気泡の付着性、および、気泡付着フロックの大きさや周辺水との密度差などに依存する気泡付着フロックと周辺水との相互作用によって決定付けられる⁷¹⁾⁻⁷⁵⁾ことが良く知られている。

一方、2) 浮上槽内の流動挙動は、槽の構造や運転条件(水面積負荷や加圧水量)によって変化する。加圧浮上槽や沈殿槽といった重力式の分離装置では、原水に含まれる微細気泡(加圧浮上槽の場合)、固体粒子(沈殿槽の場合)および水温の影響で原水と周辺水との間に密度差が生じることにより、密度流という特徴的な循環流が生じ、処理水に流出する浮遊物質濃度に影響を及ぼす¹⁴⁾。加圧浮上槽では、流入した原水は上昇して水面方向に向かう。槽の上部は、気泡が多く、流れの乱れた循環流領域になる。この下側には気泡が少なく流れが緩やかな領域(垂直移動領域、清澄領域)ができ、主にここで気泡付着フロックの分離が行われる⁷⁶⁾。

浮上槽内の流動挙動については、流速分布の直接測定(ADV: Acoustic Doppler Velocity meter)により、混合室の形状によって清澄領域の大きさが変わること⁷⁷⁾と水面積負荷や加圧水量によっては偏流ができること⁷⁸⁾が確認されている。また、清澄領域の大きさは浮遊物質の分離と深い関連性があり⁷⁹⁾、同じく重力式の固液分離装置である沈殿槽⁸⁰⁾と同様、滞留時間分布(RTD: Residence Time Distribution)曲線からのパラメーターによって特徴づけられる^{15), 81)}ことが報告されている。混相流動の制御としては、この清澄領域を大きくして浮遊物質の除去率を向上させるためには循環流を弱めてことが重要である。気泡塔における循環流の促進力は局所的に気泡が存在することによる密度差であり、循環流を抑制するのは流体抵抗である^{82), 83)}。Lundh ら(2002)⁷⁷⁾は、混合室と浮上分離室を隔てる仕切り板の形状は浮上槽の流動挙動にあまり関係しないが、仕切り板の高さが低く、仕切り板上端と

水面の距離が長いと、循環流が大きくなることを報告している。気泡存在部の高さは、密度流の促進力と正の関係があることからこの現象は理解できる。

処理水水質に影響を与える 1) 気泡付着フロックの浮上速度と 2) 浮上槽内の流動挙動のうち、1) 気泡付着フロックの浮上速度を高めることによる処理水質向上については、排水毎の実験的な適用研究が行われており、処理対象とする懸濁物質や凝集剤の種類、量によって最適条件が変化する。一方、2) 浮上槽内の流動挙動は、処理対象に直接的に大きな影響を受けるものではなく、どの処理対象に対しても応用できるため、流動挙動を改良し、清澄領域を大きくすることによる処理水質向上は、その波及効果が大きいと考えられる。

このために、槽内の流動挙動を詳細に把握できる CFD 解析手法は有効であると考えられる。加圧浮上槽の流動挙動の検討のための CFD 解析的手法の応用としては、流速分布の計算結果が LDV(Laser Doppler Velocity meter) による流速の測定結果と一致すること^{84), 85)}が報告されている。槽構造を検討した例としては、明確には定義していない低流速領域の大きさが槽の幅と長さの比によって変化し、この比が 1:1 のときにその低速度領域が最小化されると述べている報文がある⁸⁶⁾のみであり、処理性能を改善するための実験的な応用研究およびその検証はなされておらず、実用的な応用研究が求められる。

(3) 嫌気性消化槽の流動挙動と流体解析

活性汚泥装置から引き抜かれた余剰汚泥は、嫌気性消化法により、安定化と減量が行われる。嫌気性消化法は、下水汚泥、生ごみや家畜排出物等の廃棄物を安定化・減量できると同時に、枯渇することの無いこれらバイオマス为原料としてエネルギーを生産できることから、他の処理プロセスに優る環境にやさしい廃棄物処理法である⁸⁷⁾。

嫌気性消化の処理性能は、原泥の性状や投入方法、槽内の pH、温度、酸化還元電位や汚泥の滞留時間および混合の特性などに依存する。

嫌気消化槽の混合は、微生物への基質の運搬、pH や温度の均一化、阻害物質の希釈および死領域や短絡の防止のために重要である^{88), 89)}。いくつかの研究^{90), 91)}は、強い混合による過剰な応力による微生物体の破壊などを示唆して、強い混合の元では消化槽の性能が低下すると報告している一方で、他の多数は、主に不均一性、死領域および短絡の最小化をその要因として、混合は性能を改善することを報告している⁹²⁾⁻⁹⁷⁾。これらの両方は、嫌気消化槽における適切なレベルの混合の重要性については一致して強調している。

嫌気消化槽の混合の特性(混合時間、死領域や短絡)を特徴づけるためにはトレーサー法

が伝統的に使われている^{88),97)-100)}。この方法では、トレーサー濃度が変動しながら一定濃度になるまでの時間から混合時間を求めること⁹⁹⁾やトレーサー投入後、滞留時間規模の運転を行いトレーサーの流出曲線(RTD 曲線)から完全混合槽モデルにより死領域率や短絡率を求めること⁹⁷⁾が可能である。トレーサー法は流れ状態を特徴付けるために価値ある実験的方法であるが、作業が面倒であり実装置ではさまざまな運転条件のために適用できないこともある。

CFD 解析法は、実験的な困難さを克服するための有効な手段である。嫌気性消化槽については、現実の汚泥や実際の槽を対象としたものでなく、合成粘性物質や机上規模の装置を対象として、嫌気消化槽の混合特性把握のための応用が進んでいる。Wu and Chen (2007)¹⁰¹⁾は汚泥の粘性ではなくカルボキシメチルセルロース(CMC)溶液の粘性条件で解析を行い、全固形物濃度の上昇に伴い流れの状態が変わることを示している。Vesvikar ら(2005)¹⁰²⁾は汚泥粘性を考慮していない水空気系に対して CFD 解析を行い、この解析結果を机上規模実験結果¹⁰³⁾と比較して、フローパターンが似ていることを示した。これと同じ水槽について、Karim ら(2007)¹⁰⁴⁾は、実際の嫌気性消化汚泥の粘性ではない適当な擬塑性粘性を導入して CFD 解析を行い、底の形状や上部に吊り下げたバッフルの有無によって低速領域の生成が変わることを計算上示した。これら CFD 解析を用いた嫌気消化槽の混合は、合成粘性物質や机上規模の装置を対象として、死領域、混合強度および短絡流などの観点から研究がなされているものの、実際の嫌気消化汚泥の粘性を用いて、実装置規模の嫌気性消化槽を対象として、混合に要する時間について、検討を行った例は無い。

嫌気性消化槽の反応や運転を考える際には、通常、投入した汚泥が直ちに均一化されることを想定して連続給泥かつ理想的な混合として考える。しかしながら、原泥を間欠的に投入する運転を行っていることが多く、また、均一化に要する時間は、消化槽の形状、攪拌機の配置、攪拌強度および汚泥濃度によって変わると考えられる。原泥投入の後、混合が終わらないうちに次の投入を行うと、入口と出口の配置によっては、前回投入したばかりの汚泥が短い滞留時間で系外に出てしまうために消化率が減少してしまう。また逆に、均一化が完了した後も攪拌を継続することはエネルギーの無駄である。このため、均一化のための必要混合時間の定量化が重要である。

また、近年の嫌気性消化プロセスの技術的改善としては、嫌気性消化槽の加熱量の削減やガス生成量の増大を図るために、高分子凝集剤を使用するなどして消化槽内の汚泥濃度を高める高濃度消化法がある。この方法では投入汚泥濃度を 50 g/L に高めて大幅なガス生

成倍率の増大が認められたことが報告されている^{105), 106)}。高濃度化に伴い粘度が増加するため、嫌気性消化プロセスの混合においては低速度域の増大とそれに伴う均一化に要する時間の増大が課題として挙げられる。また、嫌気性消化反応を司る微生物の活性は、高温域(約 55°C)の方が中温域(約 35°C)よりもかなり高いことが明らかになっている^{107), 108)}。そこで、高濃度消化法と高温条件の運転を組み合わせることで嫌気性消化プロセスの消化率やメタンガス発生量を大幅に向上できる可能性がある¹⁰⁹⁾。

攪拌混合には汚泥の粘性が大きな影響を及ぼす。粘度の高い汚泥ほど、大きなエネルギーを与えないと混合されないため、特に高濃度消化法の装置を考える際には、予め汚泥の粘性特性を適切に把握しておくことが大変重要である。しかしながら、汚泥の粘性に関する研究は、多くが汚泥のパイプライン輸送における配管の圧力損失を計算することを目的にしたもので、これらのデータは 10°C から 30°C 程度の範囲において求められている^{110) - 113)}。液体の粘度は温度で変化するため、これらを嫌気性消化槽の運転温度域である 35-55°C に外挿することは設計上の誤差を招きやすいと考えられる。また、嫌気性消化汚泥の粘度を直接測定した研究の多くは、比較的濃度の低い中温域の汚泥を対象としたもの^{110), 114) - 116)}であり、高温消化の汚泥について、比較的高濃度の領域、かつ高温消化の温度域において調査をした例は見当たらない。高温域で生育する微生物叢は中温域と全く異なるため、粘性を支配する固形物の特性は高温消化汚泥と中温消化汚泥で違う可能性がある。このため高温嫌気消化槽の攪拌混合の検討には高温消化汚泥を用いて粘性を把握する必要があると考えられる。

近年は CFD 解析技術が普及し、対象流体の物性が把握されていれば、リアクターの設計および運転条件の検討をコンピュータ上で行えるようになった。そのため、嫌気性消化プロセスの消化率向上やメタンガス発生量増大の検討は、生物学的なアプローチに加えて、消化汚泥の物性と CFD 解析に着目した攪拌混合の研究を行うことで大いに進むと考える。

1.4 本論文の目的

本論文では、有機性の排水を処理する設備を構成する主要な排水処理装置として、有機物の分解を行う旋回流式活性汚泥曝気槽、固液分離を行う加圧浮上装置および余剰汚泥の安定化・減量を行う嫌気性消化槽を取り上げる。

旋回流式曝気装置については、CFD モデルを用いて溶解効率の把握ができるようにし、

配置によって変わる散気装置の溶解性能の検討や曝気効率を高めるための散気装置配置の検討を可能とすることを目的とする。

加圧浮上装置については、流動挙動の特徴から流体抵抗を与えることで循環流を抑えた高性能装置を見出し、CFD手法を用いてこれを評価することを目的とする。

嫌気性消化槽については、嫌気消化汚泥のレオロジー特性を明確化し、これを用いてCFD解析により、汚泥濃度によって変わる均一化のための必要混合時間を定量化し、攪拌機の混合性能を定量的に評価できるようにすることを目的とする。

以上のように、本研究では、有機性の排水を処理する重要な排水処理装置について、処理性能に決定的な影響を与える流動挙動をCFD手法を用いて解析する手法を確立することを目的とする。さらに、それを用いて処理性能を向上させることで、最終的には、環境負荷低減にも向かう貢献をすることを図る。

1.5 本論文の構成

以下に本論文の構成を示す。

第1章 「緒論」では、本研究の背景として、排水処理装置における流動挙動の特徴とCFD解析の適用状況を述べ、性能向上のための課題をまとめた。

第2章 「旋回流式活性汚泥曝気槽における酸素溶解性能の把握」では、粗大気泡径散気装置および微細気泡径散気装置を用いた旋回流式曝気装置において、CFDモデルを用いた溶解効率の把握方法を検討する。これは複雑な散気装置配置にも対応可能な手法であり、曝気効率を高めるための散気装置の配置検討に役立ち、さらに、散気装置の更新時や負荷増大時の散気装置の増設時において、微細気泡型散気装置の適用が進み、環境負荷低減に大きく貢献するものである。

第3章 「バブル設置加圧浮上装置の処理性能検討」では、加圧浮上槽の流動挙動に及ぼすバブル設置の効果を、CFD解析によって検討し、実際の浮遊物質除去性能から解析結果を検証する。大型の加圧浮上装置において処理水質の向上を行うためのバブル設置効果を検討する。また、処理性能と設置コストや環境負荷の両方に相反する影響を及ぼす浮上槽水深について、適切な水深を決定することができることを示す。

第4章 「嫌気性消化槽の混合検討」では、高温と中温の嫌気消化汚泥のレオロジー特性を明らかにする。さらに、嫌気消化汚泥のレオロジー特性を記述するための擬塑性流体

モデルを組み込んだ CFD モデルと槽内の均一化の度合いを定量化するためのパラメータを使って実規模嫌気消化槽の混合時間を検討する。原泥の投入後の攪拌が適性時間となれば、混合不良のトラブルを防止することができると同時に、余分な攪拌動力を削減することができる。

第5章 「結論」では、本研究で得られた結果を総括する。

(参考文献)

- 1) ポーター K. S.: 環境保全と窒素・リン, 松坂泰明, 鈴木福松訳, 農林統計協会, pp. 15, 1978.
- 2) 通商産業省環境立地局: 公害防止の技術と法規水質編, pp.135-136, 丸善, 1995.
- 3) Sawyer C. N.: Milestones in the Development of the Activated Sludge Process, *J. WPCF*, Vol. 37, No. 2, pp. 151-162, 1965.
- 4) 安井英斉, 佐久間聖一, 柴田雅秀: 余剰汚泥を発生させない新活性汚泥法の実規模運転による実証, 環境工学論文集, Vol. 33, pp. 19-33, 1996.
- 5) Yasui H., Nakamura K., Sakuma S., Iwasaki M. and Sakai S.: A full-Scale Operation of Novel Activated Sludge Process without Excess Sludge Production, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 34, No. 3-4, pp. 395-404, 1996.
- 6) IPCC 第4次評価報告書 統合報告書, 政策決定者向け要約(<http://www.env.go.jp/earth/ipcc/4th/interim-j.pdf>)
- 7) 寺田達志: 「京都議定書目標達成計画」改定における新たな取組み, 用水と排水, Vol. 51, No. 51, pp. 39-44, 2009.
- 8) 花木啓祐: 地球温暖化に対する下水道の戦略, 下水道協会誌, Vol. 39, No. 474, pp. 9-12, 2002.
- 9) 森田弘昭: 地球温暖化と下水道, 水環境学会誌, Vol. 29, No. 2, pp. 62-66, 2006.
- 10) 長澤末男: 水処理技術における LCA, 造水技術, Vol. 30, No. 4, pp. 2-8, 2005.
- 11) Levenspiel O.: *Chemical Reaction Engineering* 3rd Ed, Chapter 11 Basic of Non-Ideal Flow, John Wiley & Sons Inc, New York, 1999.
- 12) van Marle C. and Kranenburg C.: Effects of Gravity Currents in Circular Secondary Clarifiers, *J. Env. Eng.*, Vol. 120, No. 4, pp. 943-960, 1994.
- 13) Bretscher U., Krebs P. and Hager W. H.: Improvement of Flow in Final Settling Tanks, *J. Env. Eng.*, Vol. 118, No. 3, pp. 307-321, 1992.
- 14) Goula A. M., Kostoglou M. and Karapantsios T. D.: The Effect of Influent Temperature Variations in a Sedimentation Tank for Potable Water Treatment- A Computational Fluid Dynamics Study, *Wat. Res.*, Vol. 42, No. 13, pp. 3405-3414, 2008.
- 15) Amato T., and Wicks J.: The Practical Application of Computational Fluid Dynamics to

- Dissoved Air flotation, Water Treatment Plant Operation, Design and Development, *J. Wat. Sup. Res. Tech. AQUA*, Vol. 58, No. 1, pp.65-72, 2009.
- 16) Stropky D., Yuan J., Pougatch K., Nowak P., Salcudean M., Gartshore I. and Pagoria P.: RTD (Residence Time Distribution) Predictions in Large Mechanically Aerated Lagoons, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 55, No. 11, pp. 29-36, 2007.
 - 17) Salter H. E., Ta C. T., Williams S. C. and Ouki S. K.: Three-Dimensional Computational Fluid Dynamic Modelling of a Facultative Lagoon, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 42, No. 10/11, pp. 335-342, 2000.
 - 18) Badrot-Nico F., Guinot V. and Brissaud F.: Fluid Flow Pattern and Water Residence Time in Waste Stabilisation Ponds, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 59, No. 6, pp. 1061-1068, 2009.
 - 19) Shilton A., Kreegher S. and Grigg N.: Comparison of Computation Fluid Dynamics Simulation against Tracer Data from a Scale Model and Full-Sized Waste Stabilization Pond, *J. Env. Eng.*, Vol. 134, No. 10, pp. 845-850, 2008.
 - 20) Karteris A., Balafoutas G. and Papadopoulos A.: Modeling the Temperature Pattern of a Covered Anaerobic Pond with Computational Fluid Dynamics, *Wat. Air Soil Pollut.*, Vol. 162, No. 1-4, pp. 107-125, 2005.
 - 21) Shilton A. N. and Mara D. D.: CFD (Computational Fluid Dynamics) Modelling of Baffles for Optimizing Tropical Waste Stabilization Pond Systems, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 51, No. 12 pp. 103-106, 2005.
 - 22) Shilton A. and Harrison J.: Integration of Coliform Decay within a CFD (computational fluid dynamic) Model of a Waste Stabilisation Pond, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 48, No. 2, pp. 205-210, 2003.
 - 23) Sweeney D. G., Cromar N. J., Fallowfield H. J., Nixon J. B. and Ta C. T.: The Spatial Significance of Water Quality Indicators in Waste Stabilization Ponds - Limitations of Residence Time Distribution Analysis in Predicting Treatment Efficiency, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 48, No. 2, pp. 211-218, 2003.
 - 24) Vega G. P., Pena M. R., Ramirez C. and Mara D. D.: Application of CFD Modelling to Study the Hydrodynamics of Various Anaerobic Pond Configurations, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 48, No. 2, pp. 163-171, 2003.
 - 25) Shilton A.: Potential Application of Computational Fluid Dynamics to Pond Design, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 42, No. 10/11, pp. 327-334, 2000.
 - 26) Sweeney D. G., Cromar N. J., Fallowfield H. J. and Nixon J. B.: Profiling and Modelling of Thermal Changes in a Large Waste Stabilisation Pond, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 51, No. 12, pp. 163-172, 2005.
 - 27) Rauen W. B., Lin B., Falconer R. A. and Teixeira E. C.: CFD and Experimental Model Studies for Water Disinfection Tanks with Low Reynolds Number Flows, *Chem. Eng. J.*, Vol. 137, No. 3, pp. 550-560, 2008.
 - 28) Khan L. A., Wicklein E. A. and Teixeira E. C.: Validation of a Three-Dimensional Computational Fluid Dynamics Model of a Contact Tank, *J. Hydraul. Eng.*, Vol. 132, No. 7, pp. 741-746, 2006.
 - 29) Greene D. J., Farouk B. and Haas C. N.: CFD Design Approach for Chlorine Disinfection

- Processes, *J. AWWA*, Vol. 96, No.8, pp. 138-150, 2004.
- ³⁰⁾ Greene D. J., Farouk B. and Haas C. N.: Numerical Simulation of Chlorine Disinfection Processes, *Wat. Sci. Tech. Wat. Sup.*, Vol. 2, No. 3, pp. 167-173, 2002.
- ³¹⁾ Stamou A. I.: Verification and Application of a Mathematical Model for the Assessment of the Effect of Guiding Walls on the Hydraulic Efficiency of Chlorination Tanks, *J. Hydroinformatics*, Vol. 4, pp. 245-254, 2002.
- ³²⁾ Phares D. E., Rokjer D. M., Crossley I. A. and Franko J. J.: Modeling and Validating the Effective Hydraulic Detention Time for a 10 mgd Ozone Contactor at the Lake Washington Surface Water Treatment Plant, Melbourne, *Ozone Sci. Eng.*, Vol. 31, No. 3, pp. 262-276, 2009.
- ³³⁾ Burns N., Neemann J., Hulseley R., Folsom B., Ryan P. and Lee E.: New Approaches Mean More Options for Implementing Ozone, *J. AWWA*, Vol. 100, No. 10, pp. 40,42,44, 2008.
- ³⁴⁾ Wols B. A., Uijttewaal W. S. J., Rietveld L. C., Stelling G. S., Van Dijk J. C. and Hofman J. A. M. H.: Residence Time Distributions in Ozone Contactors, *Ozone Sci. Eng.*, Vol. 30, No. 1, pp. 49-57, 2008.
- ³⁵⁾ Zhang J., Huck P. M., Stubbley G. D. and Anderson W. B.: Application of a Multiphase CFD Modelling Approach to Improve Ozone Residual Monitoring and Tracer Testing Strategies for Full-Scale Drinking Water Ozone Disinfection Processes, *J. Wat. Sup. Res. Tech. AQUA*, Vol. 57, No. 2, pp. 79-92, 2008.
- ³⁶⁾ Li J., Dong W., Zhang J., Miao J. and Ma J.: Application of Computational Fluid Dynamics (CFD) to Ozone Contactor Optimization, *Wat. Sci. Tech. Wat. Sup.*, Vol. 6, No. 4, pp. 9-16, 2006.
- ³⁷⁾ Zdravka D. Q., Arnaud C. and Jean-Michel L.: Innovative Design for Enhanced Cryptosporidium Removal in a 60MGD WTP: Use of CFD Modelling and Full-Scale Data, *Proc. AWWA Wat. Qual. Tech. Conf.*, Vol. 1999, No. 3, pp. TU2.4.1-TU2.4.12, 1999.
- ³⁸⁾ Reddy S. Joost R. and Mccleery R.: Designing Ozone Contactors for the City of Arlington, TX Using Computational Fluid Dynamics, *Proc. AWWA Annu. Conf.*, Vol. 1998, No. E, pp. 611-622, 1998.
- ³⁹⁾ Evans H., Bauer M., Goodman N., Hague J. and Ta T.: The Role of Ozone in Improving Drinking Water Quality in London and Oxford, *Ozone Sci. Eng.*, Vol. 25, No. 5, pp. 409-416, 2003.
- ⁴⁰⁾ Li J., Zhang J., Miao J., Ma J. and Dong W.: Application of Computational Fluid Dynamics (CFD) to Ozone Contactor Optimization, *Wat. Sci. Tech. Wat. Sup.*, Vol. 6, No. 4, pp. 9-16, 2006.
- ⁴¹⁾ Sozzi A. and Taghipour F.: The Importance of Hydrodynamics in UV Advanced Oxidation Reactors, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 55, No. 12, pp. 53-58, 2007.
- ⁴²⁾ Lyn D. A. and Blatchley E. R. III :Numerical Computational Fluid Dynamics-Based Models of Ultraviolet Disinfection Channels, *J. Env. Eng.*, Vol. 131, No. 6, pp. 838-849, 2005.
- ⁴³⁾ Stamou A. I., Theodoridis G. and Xanthopoulos K.: Design of Secondary Settling Tanks Using a CFD Model, *J. Env. Eng.*, Vol. 135, No. 7, pp. 551-561, 2009.
- ⁴⁴⁾ Ghawi A. H. and Jozef K.: A CFD Methodology for the Design of Rectangular Sedimentation Tanks in Potable Water Treatment Plants, *J. Wat. Sup. Res. Tech. AQUA*, Vol. 58, No. 3, pp. 212-220, 2009.

- 45) Griborio A., Pitt P. and Mccorquodale J. A.: Clarifier Processes Revealed, *Wat. Env. Tech.*, Vol. 20, No. 10, pp. 52-58, 2008.
- 46) He C., Wood J., Marsalek J. and Rochfort Q.: Using CFD Modeling to Improve the Inlet Hydraulics and Performance of a Storm-Water Clarifier, *J. Env. Eng.*, Vol. 134, No. 9, pp. 722-730, 2008.
- 47) Park N, Kim S. and Jung N.: Remodeling a Sedimentation Basin Outlet Structure for Improving Performance, *Env. Eng. Sci.*, Vol. 25, No. 6, pp. 887-894, 2008.
- 48) Goula A. M., Kostoglou M. and Karapantsios T. D.: A CFD Methodology for the Design of Sedimentation Tanks in Potable Water Treatment Case Study: The Influence of a Feed Flow Control Baffle, *Chem. Eng. J.*, Vol. 140, No. 1-3, pp. 110-121, 2008.
- 49) Park N., Lim J., Lee S., Lee K. and Kwon S.: Examining the Effect of Transverse Troughs on Hydrodynamic Behavior in a Sedimentation Basin with CFD Simulation and ADV Technique, *J. Wat. Sup. Res. Tech. AOUA*, Vol. 55, No. 4, pp. 247-256, 2006.
- 50) He C., Marsalek J. and Rochfort Q.: Numerical Modelling of Enhancing Suspended Solids Removal in a CSO Facility, *Wat. Qual. Res. J. Can.*, Vol. 39, No. 4, pp. 457-465, 2004.
- 51) Adamsson A., Bergdahl L. and Stovin V.: Bed Shear Stress Boundary Condition for Storage Tank Sedimentation, *J. Env. Eng.*, Vol. 129, No. 7, pp. 651-658, 2003.
- 52) Brouckaert C. J. and Buckley C. A.: The use of Computational Fluid Dynamics for Improving the Design and Operation of Water and Wastewater Treatment Plants, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 40, No. 4/5, pp. 81-89, 1999.
- 53) Reardon D.J.: Turning Down the Power, *Civ. Eng.*, Vol. 65, No. 8, pp. 54-56, 1995.
- 54) 藤江幸一, 久保田宏, 笠倉忠夫: エアレーション用散気装置の散気性能指標, 下水道協会誌, Vol. 6, No. 10, pp. 56-61, 1983.
- 55) 久保田宏, 藤江幸一, 関沢恒男, 市川郁夫, 笠倉忠夫: 活性汚泥法における微細気泡と全面ばっ気による性能向上と省エネルギー, 環境研究, No. 75, pp. 43-51, 1989.
- 56) Stenstrom M. K. and Rosso D.: Biological Wastewater Treatment, Chapter 9 Aeration and Mixing, pp. 245, IWA Publishing, 2008.
- 57) Sekizawa T., Fujie K., Kubota H., Kasakura T. and Mizuno A. :Air Diffuser Performance in Activated Sludge Aeration Tanks, *J. WPCF*, Vol. 57, No. 1, pp. 53-59.
- 58) 李泰日, 長岡裕: 数値流体力学(CFD)手法を用いた浸漬型膜分離活性汚泥法における膜面せん断応力の評価, 土木学会論文集 G(Web), Vol. 65, No. 1, pp. 8-15, 2009.
- 59) 李泰日, 長岡裕: CFD 手法による浸漬縦型中空糸膜モジュールに働く洗浄力の評価, 日本水環境学会年会講演集, Vol. 43ed, pp. 153, 2009.
- 60) 李泰日, 長岡裕: CFD 手法を用いた浸漬縦型中空糸膜モジュールに働くせん断力の評価, 下水道研究発表会講演集, Vol. 46th, pp. 302-304, 2009.
- 61) 李泰日, 長岡裕: CFD 手法による MBR 内部の埋没型膜表面上に作用するせん断応力の予測, 日本機械学会環境工学総合シンポジウム講演論文集, Vol. 18th, pp. 297-300, 2008.

- 62) Ndinisa N. V., Fane A. G., Wiley D. E. and Fletcher D. F.: Fouling Control in a Submerged Flat Sheet Membrane System Part II Two Phase Flow Characterization and CFD Simulation, *Sep. Sci. Tech.*, Vol. 41, No. 7, pp. 1411-1445, 2006.
- 63) Saalbach J. and Hunze M.: Flow Structure in MBR-tanks, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 57, No. 5, pp. 699-705, 2008.
- 64) Brannock M. w. d., Wang Y., Leslie G. and De Wever Heleen: Computational Fluid Dynamics Simulations of MBRs: Inside Submerged Versus Outside Submerged Membranes, *desali.*, Vol. 236, No. 1-3, pp. 244-251, 2009.
- 65) IWA Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment (ed.): Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d, ASM3, Science and Technical Report No 9, IWA Publishing.
- 66) 富岡和宏, 佐藤茂雄, 土屋玄, 谷口文武, 古米弘明: 数値流体解析と活性汚泥モデルシミュレーションを用いたオキシデーション・ディッチ内容酸素濃度分布の基礎的な評価, *EICA*, Vol. 9, No. 2, pp. 35-38, 2004.
- 67) 富岡和宏: 数値流体解析(CFD)と活性汚泥モデルの融合, *水環境学会誌*, Vol. 31, No. 1, pp. 21-26, 2008.
- 68) Littleton H. X., Daigger G. T. and Strom P. F.: Application of Computational Fluid Dynamics to Closed-Loop Bioreactors, *Wat. Env. Res.*, Vol. 79, No. 6, pp. 600-612, 2007.
- 69) Fayolle Y., Gillot S., Heduit A., Cockx A. and Roustan M.: Oxygen Transfer Prediction in Aeration Tanks using CFD, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 62, No. 24, pp. 7163-7171, 2007.
- 70) James K. Edzwald: Principles and Application of Dissolved Air Flotation, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 31, No. 3-4, pp. 1-23, 1995.
- 71) Fukushi K., Tambo N. and Matsui Y.: A Kinetic Model for Dissolved Air Flotation in Water and Wastewater Treatment, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 31, No. 3/4, pp. 37-47, 1995.
- 72) 丹保憲仁, 五十嵐敏文, 清塚雅彦: 気ほう付着フロック生成の電気泳動的な研究 溶解空気浮上法の基礎的研究 II, *水道協会雑誌*, Vol. 54, No. 1 pp. 2-6, 1985.
- 73) 丹保憲仁, 福士憲一: 加圧浮上分離の動力学過程 溶解空気浮上法の基礎的研究 III, *水道協会雑誌*, Vol. 54, No. 3, pp. 22-30, 1985.
- 74) 福士憲一, 丹保憲仁, 清塚雅彦: 加圧浮上分離の動力学過程の実験的評価 溶解空気浮上法の基礎的研究 IV, *水道協会雑誌*, Vol. 54, No. 4, pp. 32-41, 1985.
- 75) 丹保憲仁, 松井佳彦, 福士憲一: 加圧浮上法の微気ほう付着過程の解析 溶解空気浮上法の基礎的研究 V, *水道協会雑誌*, Vol. 54, No. 7, pp. 2-11, 1985.
- 76) Lundh M., Joensson L. and Dahlquist J.: Experimental Studies of the Fluid Dynamics in the Separation Zone in Dissolved Air Flotation, *Wat. Res.*, Vol. 34, No. 1, pp. 21-30, 2000.
- 77) Lundh M., Joensson L. and Dahlquist J.: The Influence of Contact Zone Configuration on the Flow Structure in a Dissolved Air Flotation Pilot Plant, *Wat. Res.*, Vol. 36, No. 6, pp. 1585-1595, 2002.
- 78) Lundh M., Joensson L. and Dahlquist J.: The Flow Structure in the Separation Zone of a DAF

- Pilot Plant and the Relation with Bubble Concentration, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 43, No. 8, pp. 185-194, 2001.
- ⁷⁹⁾ Lundh M. and Joensson L.: Flow Structures in a Dissolved Air Flotation Pilot Tank and the Influence on the Separation of MBBR Floc, *Wat. Sci. Tech. Wat. Sup.*, Vol. 2, No. 2, pp. 69-76, 2002.
- ⁸⁰⁾ Fair G. M. and George J. C.: Water Supply and Waste Water Disposal, John-Wiley, New York, 1954.
- ⁸¹⁾ Lundh M. and Joensson L.: Residence Time Distribution Characterization of the Flow Structure in Dissolved Air Flotation, *J. Env. Eng.*, Vol. 131, No.1, pp. 93-101, 2005.
- ⁸²⁾ Heijnen J.J., Hols J., van der Lans R. G. J. M., van leeuwen H. L. J. M., Mulder A. and Weltevrede R.: A Simple Hydrodynamic Model for the Liquid Circulation Velocity in a Full-Scale Two- and Three-Phase Internal Airlift Reactor Operation in the Gas Recirculation Regime, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 52, No. 15, pp. 2527-2540, 1997.
- ⁸³⁾ Kubota H., Hosono Y. and Fujie K.: Characteristic Evaluations of ICI AIR-LIFT Type Deep Shaft Aerator, *J. Chem. Eng. Jpn.*, Vol. 11, No. 4, pp. 319-325, 1978.
- ⁸⁴⁾ Ta C. T., Beckley J. and Eades A.: A Multiphase CFD model of DAF process, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 43, No. 8, pp. 153-157, 2001.
- ⁸⁵⁾ Hague J., Ta C. T., Biggs M. J. and Sattary J. A.: Small Scale Model for CFD Validation in DAF Application, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 43, No. 8, pp. 167-173, 2001.
- ⁸⁶⁾ Kwon S. B., Park N. S., Lee S. J. and Ahn H. W.: Examining the Effect of Length/Width Ratio on the Hydro-Dynamic Behaviour in a DAF System Using CFD and ADV Techniques, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 53, No. 7, pp. 141-149, 2006.
- ⁸⁷⁾ 野池達也編著 : メタン発酵, pp.1-2, 技報堂出版, 2009.
- ⁸⁸⁾ Bello-Mendoza R. and Sharratt P. N.: Compartment Mixing Model for Anaerobic Digesters with Central Draft-Tubes, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, Vol. 146, pp. 383-394, 1999.
- ⁸⁹⁾ U. S. Environ. Protect. Agency: Design Information Report. Anaerobic Digester Mixing Systems, *J. WPCF*, Vol. 59, No. 3, pp. 162-170, 1987.
- ⁹⁰⁾ Gómez X., Cuetos M. J., Cara J., Morán A. and García A. I.: Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes. Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate, *Renew. Ener.*, Vol. 31, No. 12, pp. 2017-2024, 2006.
- ⁹¹⁾ Stroot P. G., McMahan K.D., Mackie R.I. and Raskin L.: Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions- I. Digester performance, submitted for publication, *Wat. Res.*, Vol. 35, No. 7, pp. 1804-1816, 2001.
- ⁹²⁾ Elnekave M., Tufekci N., Kimchie S. and Shelef G.: Tracing the Mixing Efficiency of a Primary Mesophilic Anaerobic Digester in a Municipal Wastewater Treatment Plant, *Fresenius Environmental Bulletin*, 15 (9B), 1098-1105, 2006..
- ⁹³⁾ Borole A. P., Klasson K. T., Ridenour W., Holland J., Karim K. and Al-Dahhan M. H.: Methane Production in a 100-L Upflow Bioreactor by Anaerobic Digestion of Farm Waste, *Appl. Biochem. Biotech.*, Vo. 131, No. 1-3, pp. 887-896, 2006.

- ⁹⁴⁾ Karim K., Hoffmann R., Klasson T. and Al-Dahhan M. H.: Anaerobic Digestion of Animal Waste Waste Strength Versus Impact of Mixing, *Biores. Tech.*, Vol. 96, No. 16, pp. 1771-1781, 2005.
- ⁹⁵⁾ Kalia A. K. and Singh S. P.: Effect of Mixing Digested Slurry on the Rate of Biogas Production from Dairy Manure in Batch Fermenter, *Ener. Sour.*, Vol. 23, No. 8, pp. 711-715, 2001.
- ⁹⁶⁾ Brade C. E. and Noone G. P.: Anaerobic Sludge Digestion – Need it be Expensive? Making More of Existing Resource, *Wat. Poll. Cont.*, Vol. 80, No. 1, 70-94, 1981.
- ⁹⁷⁾ Monteith H. D. and Stephenson J. P.: Mixing Efficiencies in Full-scale Anaerobic Digesters by Tracer Methods, *J. WPCF*, Vol. 53, No. 1, pp. 78-84, 1981.
- ⁹⁸⁾ Leighton, I. R. and Forster C. F.: Mixing Characteristics of a Two-Phase Anaerobic Digester, *Process Saf. and Environ. Protec.*, Vol. 74, No. 2, pp. 99-104, 1996.
- ⁹⁹⁾ Rundle H. and Whyley J.: A Comparison of Gas Recirculation Systems for Mixing of Contents of Anaerobic Digesters, *Wat. Poll. Cont.*, Vol. 80, No. 4, pp. 463-480, 1981.
- ¹⁰⁰⁾ Zoltek J. and Gram A. L.: High-Rate Digester Mixing Study Using Radioisotope Tracer, *J. WPCF*, Vol. 47, No. 1, pp. 79-84, 1975.
- ¹⁰¹⁾ Wu B. and Chen S.: CFD Simulation of Non-Newtonian Fluid Flow in Anaerobic Digesters, *Biotech. Bioeng.*, Vol. 99, No. 3, pp. 700-711, 2007.
- ¹⁰²⁾ Vesvikar M.S. and Al-Dahhan M. H.: Flow Pattern Visualization in a Mimic Anaerobic Digester Using CFD, *Biotech. Bioeng.*, Vol. 89, No. 6, pp. 719-732, 2005.
- ¹⁰³⁾ Karim K., Varma R., Vesvikar M. and Al-Dahhan M. H.: Flow pattern visualization of a simulated digester, *Wat. Res.*, Vol. 38, No. 17, pp. 3659-3670, 2004.
- ¹⁰⁴⁾ Karim K., Thoma G. J. and Al-Dahhan M. H.: Gas-Lift Digester Configuration Effects on Mixing Effectiveness, *Wat. Res.*, Vol. 41, No. 14, pp. 3051-3060, 2007.
- ¹⁰⁵⁾ 藤島繁樹, 宮原高志, 水野修, 野池達也: 脱水汚泥の嫌気性消化に及ぼす固形物濃度の影響, 土木学会論文集, No.622/VII-11, pp.73-80, 1999.
- ¹⁰⁶⁾ Li Y.Y., Noike T., Katsumata K. and Kobayashi H.: Performance Analysis of the Full-scale Egg-Shaped Digester in Treating Sewage Sludge of High Concentration, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 34, pp.483-491, 1996.
- ¹⁰⁷⁾ Lu J. and Ahring B. K.: Effect of Temperature and Hydraulic Retention Time on Thermophilic Anaerobic Pretreatment of Sewage Sludge, *ADSW Conference Proceeding*, Vol. 1, pp. 159-164, 2005.
- ¹⁰⁸⁾ Clarence G. Golueke: Temperature Effects on Anaerobic Digestion of Raw Sewage Sludge, *Sew. and Ind. Wastes*, Vol. 30, No. 10, pp. 1225-1232, 1958.
- ¹⁰⁹⁾ 清原雄康, 宮原高志, 水野修, 野池達也, 李玉友: 高温嫌気性消化法を用いた高濃度下水汚泥の処理特性, 土木学会論文集, No. 622/VII-11, pp. 35-43, 1998.
- ¹¹⁰⁾ Murakami H., Katayama H. and Matsuura H.: Pipe Friction Head Loss in Transportation of High-Concentration Sludge for Centralized Solid Treatment, *Wat. Env. Res.*, Vol. 73, No. 5, pp. 558-556, 2001.

- ¹¹¹⁾ Lotito V., Spinosa L., Minini G. and Antonacci R.: The Rheology of Sewage Sludge at Different Steps of Treatment, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 36, No. 11, pp. 79-5, 1997.
- ¹¹²⁾ Rose-Innes I. H. and Nossel S.: The Rheology and Pumping of Thickened Activated Sludge, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 15, No. 1, pp. 59-76, 1983.
- ¹¹³⁾ 遠藤郁夫, 金成英夫: 下水汚泥の摩擦損失係数に関する基礎的研究, 土木学会論文報告集, No. 301, pp. 71-82, 1980.
- ¹¹⁴⁾ Frost R. C.: Sewage Sludge Pumping, *Water Serv.*, Vol. 87, No. 1051, 407-410, 1983.
- ¹¹⁵⁾ Carthew G. A., Goehring C. A. and Van Teylingen J. E.: Development of Dynamic Head Loss Criteria for Raw Sludge Pumping, *J. WPCF*, Vol. 55, No. 5, pp. 472-483, 1983.
- ¹¹⁶⁾ Moeller G. and Torres L. G.: Rheological Characterization of Primary and Secondary Sludge Treated by Both Aerobic and Anaerobic Digestion, *Biores. Tech.*, Vol. 61, pp. 207-211, 1997.

第2章 旋回流式活性汚泥曝気槽における酸素溶解性能の把握

2.1 緒言

活性汚泥曝気槽における曝気操作は、原水中の有機性汚濁物質を分解するための酸素を微生物に供給するために重要な操作であるが、これには大きな動力を要し、排水処理設備中において、大きな環境負荷要因となっている。

酸素溶解性能の表現には、 K_La （総括物質移動容量係数）が代表的に使われる。 K_La は局所的な物質移動容量係数である k_La の槽内の平均値として計算され、 k_La は気泡径と気泡ボリュームフラクションに関して(2-1)式で示す関係がある¹⁾。これによれば、 k_La は気泡径 d_B の3/2乗に反比例し、気泡ボリュームフラクション ψ に正比例する。すなわち、① 少ない動力で小さい気泡径を与えられる散気装置、および② 少ない曝気で高い気泡ボリュームフラクションを与えられる散気装置の配置が望ましい酸素溶解法と言える。

$$k_La = \frac{2}{\kappa} \sqrt{\frac{D_L^{O_2} \cdot u_s}{\pi \cdot d_B}} \cdot \frac{6\psi}{d_B} \quad (2-1)$$

ここで、 k_La ：局所的な物質移動容量係数 (1/sec)、 κ ：補正係数 (-)、 $D_L^{O_2}$ ：酸素拡散係数 (m^2/sec)、 u_s ：気泡のスリップ速度 (= 0.21 m/sec)、 π ：円周率 (-)、 d_B ：気泡径 (m)、 ψ ：気泡のボリュームフラクション (-) である。

複雑な流動になる場合やより詳細な気泡ボリュームフラクションの検討には、近年、水処理分野での適用推進が著しいCFD解析の利用が有効であると考えられる。しかしながら、曝気槽のCFD解析の報告例は、MBRやODを対象としたものがあるだけで、有機系工業排水処理や日本国内において比較的大型の下水処理場において一般的である旋回流式の曝気槽の酸素溶解効率については報告がない。

そこで、本章では、旋回流式活性汚泥曝気槽に対しCFD解析を適用した。まず、文献で報告されているさまざまな条件下で測定した旋回流速をCFD解析結果と比較し、流速が適切に計算できていることを確認した。さらに、CFD解析による気泡ボリュームフラクションの計算結果から K_La を計算するモデルを構築し、 K_La の実測値と計算値を比較することにより、 K_La を計算するために必要なモデルパラメータを校正した。次に、散気装置を曝気槽の両側に設置した実曝気槽に対しCFD解析を適用し、実曝気槽における気液2相の流

動を明確にし，曝気効果の向上を定量的に把握した．さらに，散気装置の水平方向設置位置が酸素溶解性能に及ぼす影響を調べ，気泡と曝気混合液の相互作用で影響されるこれらの現象を明確化することで，溶解性能の向上へ向けて検討を行った．

2.2 方法

(1) CFD 解析モデル

気泡と混合液に関する個々の運動や相互作用を CFD 解析モデルで記述するには、曝気槽内で起こる複数の種類の基本現象をモデル化する必要がある。

計算領域の離散化手法としては、気泡塔の解析例²⁾が報告されている有限体積法を用いた。気液 2 相流の解析手法としては、オイラー・オイラー法、オイラー・ラグランジェ法および直接法があるが、最も計算負荷が小さく、気泡塔の解析で多くの実績がある^{3), 4)}オイラー・オイラー法を使用した。本方法は 2 流体モデルとも呼ばれ、液相と気相の両方を連続体とみなし、それぞれの相に対し連続の式と運動量輸送方程式を記述する⁵⁾。(2-2)式に連続の式を示す。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_{\alpha}r_{\alpha})+\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_{\alpha}r_{\alpha}u_{\alpha,i})=0 \quad (2-2)$$

ここで、 t : 時間(s), ρ_{α} : 連続相密度 (kg/m^3), r_{α} : 連続相 (液相) ボリュームフラクシオン(-), x_i : i 方向長さ(m), x_j : j 方向長さ(m), $u_{\alpha,i}$: 連続相 (液相) i 方向速度 (m/sec), $u_{\alpha,j}$: 連続相 (液相) j 方向速度 (m/sec) である。

気液それぞれのボリュームフラクシオンの合計は(2-3)式を満たす。

$$r_{\alpha}+r_{\beta}=1 \quad (2-3)$$

ここで、 r_{β} : 分散相 (気相) ボリュームフラクシオン(-) である。

ボリュームフラクシオンと相間抗力を考慮した運動量輸送方程式は(2-4)式になる。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_{\alpha}r_{\alpha}u_{\alpha,i})+\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho_{\alpha}r_{\alpha}u_{\alpha,i}u_{\alpha,i})=-r_{\alpha}\frac{\partial p}{\partial x_i}+\frac{\partial}{\partial x_j}r_{\alpha}u_{\alpha}\left(\frac{\partial u_{\alpha,i}}{\partial x_j}+\frac{\partial u_{\alpha,j}}{\partial x_i}\right)+\rho_{\alpha}r_{\alpha}g_i+M_{\alpha,i} \quad (2-4)$$

ここで、 p : 圧力 (Pa), g_i : 重力加速度 (m/sec^2), $M_{\alpha,i}$: 相間抗力 (N/m^3) である。

相間抗力 $M_{\alpha,i}$ は Clift ら (1978) のモデル⁶⁾に基づき(2-5)式が導入される。

$$M_{\alpha,i}=\frac{3}{4}C_d r_{\beta} \rho_{\alpha} \frac{1}{d_B} |u_{\beta,i}-u_{\alpha,i}| (u_{\beta,i}-u_{\alpha,i}) \quad (2-5)$$

ここで、 C_d : 相間抗力係数(-) である。

一般的な曝気では、気泡径は散気装置の種類によって異なる。例えば、エゼクターのように超微細気泡を生成する散気装置を用いると、標準的な運転条件では約 3 mm 以下の気泡が生成され、細かな孔を有する多孔管(板)では、微細気泡(約 2~4mm)が生成される。一

方、粗大気泡を生成する散気装置の気泡径は約 5mm以上になる⁷⁾。相間の運動量移送に影響を及ぼす気泡径の違いを考慮するため、相間抗力係数 C_d の設定には、Ishii-Zuber(1978)のモデル^{5), 8)}を使用した。このモデルでは気泡径等により、 C_d の値が変化する。ここでは気泡の粒子レイノルズ数が小さい場合から順に、球形、楕円球形およびきのこ笠状(CAP形状)の3種類の形状を考慮している。それぞれの形状について C_d をあらかじめ計算し、レイノルズ数が小さく、球径気泡に対する C_d の値が楕円球形気泡に対する C_d の値よりも大きい場合には、球径気泡に対する C_d の値を採用し、レイノルズ数が大きくなり、楕円球形気泡に対する C_d の値が球径気泡に対する C_d の値よりも大きくなると、楕円球形気泡に対する C_d の値を採用し、さらに、レイノルズ数が大きくなり、楕円球形気泡に対する C_d が、きのこ笠状気泡に対する C_d の値よりも大きくなると、きのこ笠状気泡に対する C_d を採用する。これにより、気泡の粒子レイノルズ数により C_d が連続的に変化する事となる。気泡径は水圧のために水深により多少変化するが、ここでは、表層付近で測定された値とし槽内で同様とした。気泡径がかなり大きい場合、曝気槽内で気泡の合体や分裂が発生する。この表現には気泡の合体分裂を考慮したモデル⁹⁾があるが、分散相の相数を増やす必要があり多大な計算時間がかかるため、合体・分裂の現象による気泡径の変化は無視して一定の気泡径とした。

曝気槽の液相の流動は乱流状態であると考えられることから、乱流モデルを取り入れることにした。乱流モデルとしては、計算負荷が小さく、気泡塔の解析において実績のある標準k- ϵ モデル¹⁰⁾を用いた。槽壁では、曝気液についてはno-slip境界条件とし、気泡についてはfree-slip境界条件とした。気相に対しては、分散相であるため乱流を考慮せず層流とした。混合液の粘度はMLSSの関数¹¹⁾と見なした。選定した基本モデルのリストを表 2-1にまとめた。

(2) 曝気槽の条件と構造

各曝気槽における散気装置の配置ならびに曝気条件を表 2-2にまとめた。Tank A - Tank Eは星野¹²⁾が旋回流速を測定した小型曝気槽であり、液相は水である。Tank 1 - Tank 6はSekizawa¹⁾が旋回流速及び K_La を測定した実曝気槽である。Tank A - Tank EおよびTank 1 - Tank 6は単純な旋回流を形成する曝気槽であり、曝気量を段階的に変えて旋回流速と K_La が測定されている。

表 2-1 曝気槽の CFD 解析の基本モデル

Item	Model
Physical model	Two-fluid Eulerian- Eulerian model ²⁾
Phase	2-Phase
Geometry	2- Dimension
Turbulence model	Liquid: Standard k-ε model ¹⁰⁾ , Gas: Laminar
Gas phase	Non- compressible , constant bubble size
Wall	Liquid: Slip, Gas: Non-slip
Drag coefficient, C_d	Ishii- Zuber model ⁵⁾
Viscosity	$\mu = 0.00327 \times 10^{0.132MLSS}$ ¹¹⁾

Tank 7 は産業排水の処理をしている実曝気槽であり、本研究において、 K_La を測定した。Tank 7 の詳細な構造を図 2-1 に示す。当初片側(右側)だけの粗大気泡による散気であったが、排水負荷増大のために、その向かい側(左側)に微細気泡型の散気装置を設置し、2種類の散気装置を曝気槽の両側に設置した。片側(右側)のみと両側による 2 通りの曝気条件で K_La を測定した。Tank 1 - Tank 6 の曝気槽における気泡径は、文献¹⁾中において、曝気槽液面から 1 - 3 mの深さにおいて、2 mmのガラスチューブと 2 本の微小電極線を用いた方法により測定され、散気装置設置水深の値に補正された値である。気泡径の範囲は 2.13 mm - 5.3 mmである。気泡径を実測していない系については、微細気泡を発生させる散気装置から生じる気泡径の報告¹³⁾から表 2-2 の気泡径を与えた。

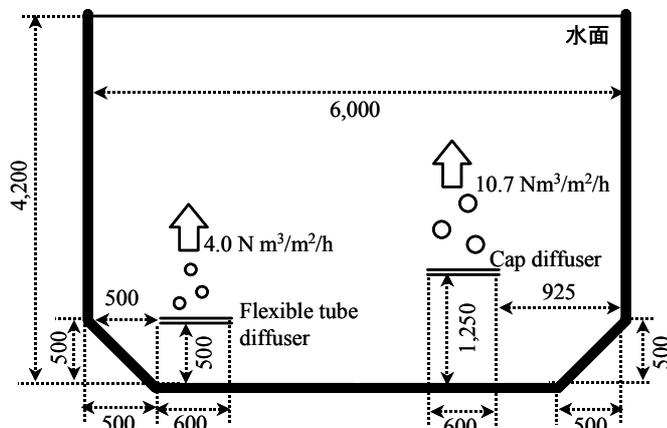


図 2-1 実曝気槽(Tank7)の構造

表 2-2 検討対象とした曝気槽の構造と運転条件

Tank	H (m)	L (m)	h (m)	V (m ³)	MLSS (mg/L)	散気装置	気泡径: d_B (mm)	曝気強度 (Nm ³ /m ² hr)
A	0.7	0.7	0.64	0.74	0	PCP	3 [*]	2.3 - 11.7
B	0.7	0.7	0.55	0.74	0	PCP	3 [*]	2.3 - 11.5
C	0.7	0.7	0.35	0.74	0	PCP	3 [*]	4.5 - 11.8
D	0.7	0.85	0.64	0.89	0	PCP	3 [*]	2.1 - 10.5
E	0.7	0.85	0.55	0.89	0	PCP	3 [*]	2.1 - 10.6
1	5.0	6.85	4.5	1880	1250 - 1270	PCT	3.03 - 3.22 ^{**}	0.94 - 4.3
2	5.0	6.85	4.5	1880	1340 - 1490	PPT	3.01 - 3.22 ^{**}	1.1 - 4.3
3	6.5	8.1	4.5	2400	970 - 1400	PCT	2.13 - 2.32 ^{**}	1.6 - 4.0
4	6.0	9.3	4.5	3460	1680	WFD	5.30 ^{**}	2.6
5	6.0	7.1	5.0	2900	1200	PPT	3.21 - 3.30 ^{**}	2.9 - 7.0
6	3.8	6.0	3.5	1190	910 - 960	PCP	3.84 - 4.35 ^{**}	1.9 - 4.2
7	4.2	6.0	3.7 (left) 2.95(right)	750	3000	FT (left) CAP (right)	2.5 (left) 3.5 (right) [*]	4.0(left) 10.7(right)

Tank A – Tank E: Pilot-scale tank, Tank 1 – Tank 7: Full-scale tank, H: depth of tank, L:wide of tank, h:depth of aerator, V:volume, Bubble size: ^{**} measured, ^{*} given from the literature (Kubota, 1989)¹³⁾, Aeration intensity: based on Gv / (Area of Tank), For further details of Tank A – Tank E, see Hoshino (1977)¹²⁾, and Tank 1 – Tank 6, see Sekizawa (1985)¹⁾, Aerator: PCP(porous ceramic plate), PCT(porous ceramic tube), PPT(porous plastic tube), WFD(Wakatsuchi Fine Diffuser), FT(Flexible tube), CAP (cap diffuser)

(3) 計算方法

汎用熱流体解析ソフト CFX5.5.1 (CFX Inc.)を計算のソフトウェアに用い、曝気槽の垂直 2 次元断面における気泡と混合液の運動を計算した。散気筒・散気管のように、散気装置間の隙間が広い種類では、この隙間を混合液と気泡が自由に通過するものと見なした。一方、散気板のように一台の面積が比較的広い種類では、流体は散気装置の上下で通過しないものと見なした。Tank 7 において、等間隔に計算格子を区切り、気泡ボリュームフラクション計算結果に対する計算格子数の影響を調べた結果を図 2-2 に示す。計算格子数の増大に伴い、気泡ボリュームフラクションが減少し、計算格子数 1 万 3 千以上ではほぼ一定となった。これは、計算格子数を十分に与えないと、曝気槽内の流体流動を円滑な旋回流として処理することができず、その結果として計算誤差が大きくなるためと考えられた。精度の良い計算のためには、少なくとも計算格子数 1 万 3 千程度(計算格子間隔は、0.05 m)が必要であることが明らかとなった。以上の検討から、計算格子の間隔は実証規模の曝気槽では 0.05 m とし、等間隔に区切った。モデル曝気槽では 0.02 m とした。

曝気槽に混合液だけが存在する状態を初期値とする非定常計算を行った。計算上一定の曝気を継続し、曝気気泡量に対する気泡排出量と曝気気泡量の差の割合(δ 値)が $\pm 0.1\%$ 以内に収束し、流速や気泡ボリュームフラクションの変化率が十分に小さくなっている状態を定常状態と見なした。一例として Tank 1 曝気槽の表面中央部における、気泡ボリュームフ

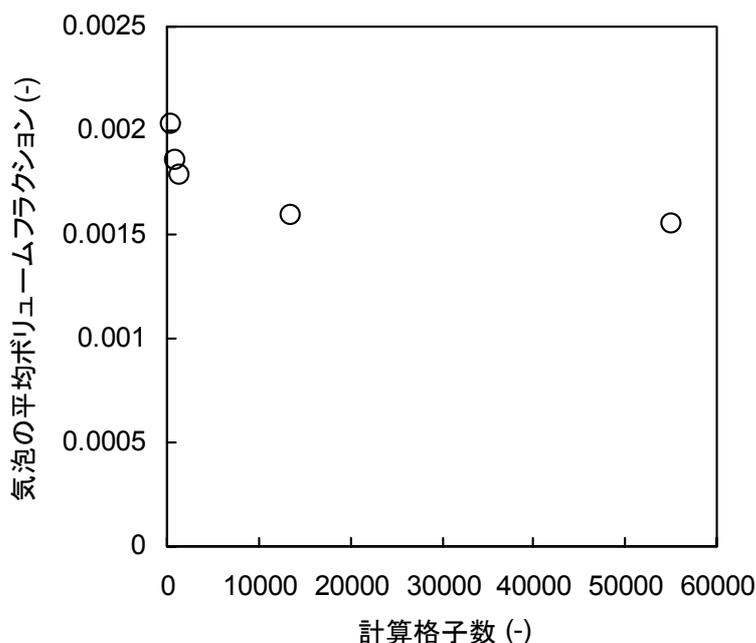


図 2-2 計算結果に及ぼす計算格子数の影響(Tank 7)

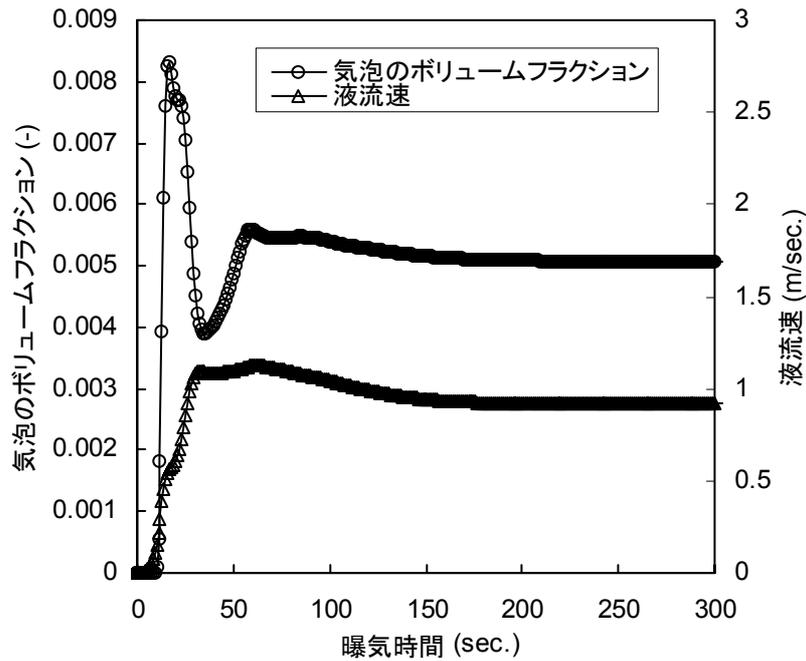


図 2-3 曝気槽表面中央における気泡ボリュームフラクシオンおよび液流速の時間変化 (Tank 1)

ラクシオンおよび曝気液の流速の経時変化を図 2-3 に示す。曝気開始直後に気泡ボリュームフラクシオンが瞬間的に高くなった(曝気時間 10 - 20 sec)。引き続いて、気泡ボリュームフラクシオンが急減した(約 40sec)。その後、気泡ボリュームフラクシオンと曝気液流速はわずかに変動しながら一定値に収束した(約 200sec)。また、曝気気泡量で基準化した水面からの気泡の排出量および気泡排出量と曝気気泡量の差(δ 値)の経時変化を図 2-4 に示す。水面からの気泡排出量は曝気開始直後に気泡排出量が増加し、その後減少し、再び増加して、一定値に収束した。このような現象は実際の曝気でもしばしば目視されるため、シミュレーション結果は不自然なものではない。 δ 値は、増減しながら、約 170sec で 0.1%以下にまで減少した。

旋回流と気泡ボリュームフラクシオンが一定値に漸近し、吹き込んだガスと排出量の比が所定以下に達する曝気時間は 200 sec を要した。定常状態に至った時点の気泡ボリュームフラクシオンより、各格子の気泡ボリュームフラクシオンを求め、(2-1)式に従って各格子における局所的な k_{La} を計算した。これら k_{La} の体積加重平均をとることによって槽全体の K_{La} を求めた。

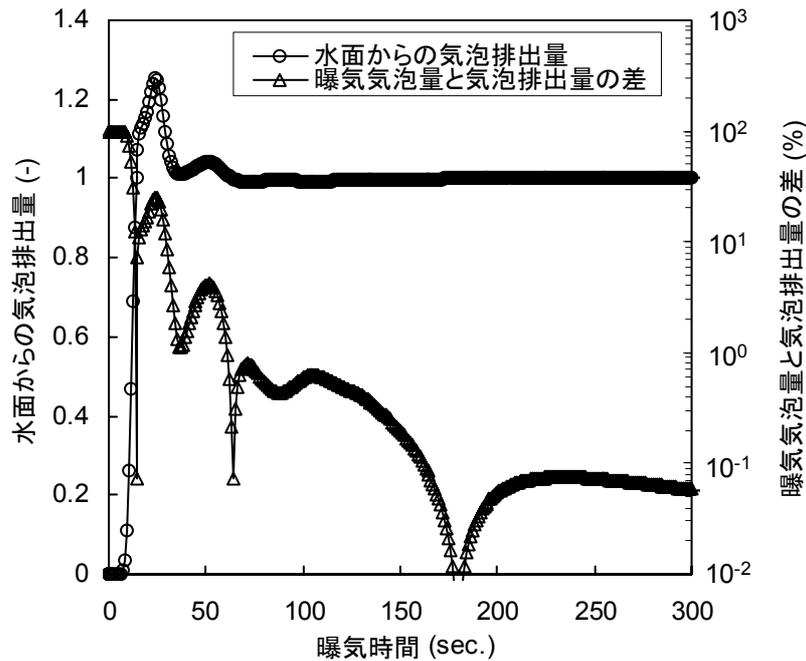


図 2-4 水面からの気泡排出量および気泡排出量と曝気気泡量の差の経時変化(Tank 1)

(4) 混合液の流速と K_La の実測

曝気槽混合液の表面流速は、Tank A - Tank Eについては曝気槽表面にボールを浮かべて、その移動速度を表面流速の代表値としている¹²⁾。Tank 1 - Tank 6については、タンクの中央において、プロペラ式の流速計により測定し、表面流速の代表値としている¹⁾。

定常状態の K_La を測定する現実的な手法には、表 2-3 に示した 3 種類が挙げられる。いずれの手法でも、式の左辺が混合液の酸素吸収速度、右辺が散気装置による酸素供給速度を示し、定常状態で両者が等しいとしている。Tank 1 - Tank 6 では Method 2 を用いて K_La を求め¹⁾、Tank 7 の片側曝気については Method 1 - Method 3 の全てにより求め、これらの平均値を測定結果とした。Tank 7 の両側曝気については、Method 3 により K_La を求めた。原水、処理水および系外へ排出される引き抜き汚泥の COD_C を測定することで Method 1 による K_La の実測を行った。曝気液を採取し、直ちに OUR を測定することにより Method 2 による実測を行った。また、曝気排ガスを集め、酸素濃度計で酸素濃度を測定することにより、Method 3 による実測を行った。Method 2 および Method 3 による実測は約 10 回実施し、平均値を求めた。

表 2-3 定常運転状態下の曝気槽における K_La の測定方法

Methods	Rate expression in the steady state condition
Method 1 Based on COD balance at aeration tank	$Q_1 \cdot (COD_1 - COD_2) - Q_2 \cdot X_2 = V \cdot K_La(C_S - C)$
Method 2 Based on Oxygen Uptake Rate in the mixed liquor at aeration tank	$r_c \cdot V = V \cdot K_La(C_S - C)$
Method 3 Based on measurement of oxygen concentration in the off-gas from aeration tank	$G_V \cdot (pO_1 - pO_2) = V \cdot K_La(C_S - C)$

Q_1 : 原水流量 (m^3/sec), Q_2 : 余剰汚泥引き抜き流量 (m^3/sec), COD_1 : 原水 COD_{Cr} 濃度 (kg/m^3), COD_2 : 処理水 COD_{Cr} 濃度 (kg/m^3), X_2 : 引き抜き汚泥 COD_{Cr} 換算濃度 (kg/m^3), V : 曝気槽体積 (m^3), K_La : 総括物質移動容量係数 ($1/sec$), C_S : 飽和溶存酸素濃度 (kg/m^3), C : 槽内溶存酸素濃度 (kg/m^3), r_c : 混合液の酸素吸収速度 ($kg/m^3 \cdot sec$), G_V : 標準流量換算の曝気空気の吹込み流量 (Nm^3/sec), pO_1 : 標準状態における空気中の酸素濃度 (kg/Nm^3), pO_2 : 曝気槽から排出される空気中の酸素濃度 (kg/Nm^3).

2.3 結果と考察

(1) K_La の測定結果(文献値)とCFD解析結果の比較

Tank A における混合液の表面流速を計算した結果を図 2-5 に示す。表面流速は曝気槽の中央付近で最も速く、槽の壁側では遅かった。このような速度分布は、全ての Tank で同様に発生した。Tank A - Tank E では、曝気槽表面のボールの移動速度を表面流速としていることから、Tank A - Tank E については表面流速計算結果の平均値を実測値と比較することにした。Tank 1 - Tank 5 についてはタンク中央表面の流速計算結果を表面速度実測値と比較した。表面流速の計算値と文献測定値を比較した結果を図 2-6 に示す。Tank 3 および Tank 4 における表面流速の計算値は実測値とやや乖離していたものの、その他の Tank では両者の値は極めてよく一致した。この結果から、作成した CFD 解析モデルは、実際の水の流れを一定の精度で予測できるものと考えられた。

次に、定常状態における K_La の計算値と文献測定値を比較した結果を図 2-7 に示す。(2-1)式の係数 κ を 1.86 として算出した K_La の値は実測値と極めてよく一致した。一方、Sekizawa(1985)¹⁾らは κ を 2.18 としており、ここで得た κ の値と若干異なる。

(2-1)式から K_La の算出には、気泡径と気泡ボリュームフラクションが影響する。このうち、気泡径は測定値であり、両者で同一の値を用いている。設定する気泡径は K_La の値に

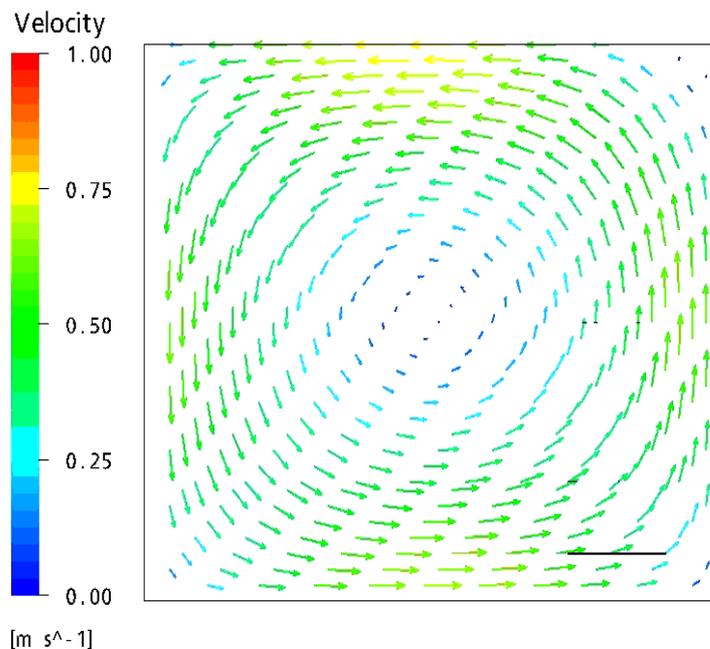


図 2-5 曝気槽内の流速ベクトル分布(Tank A)

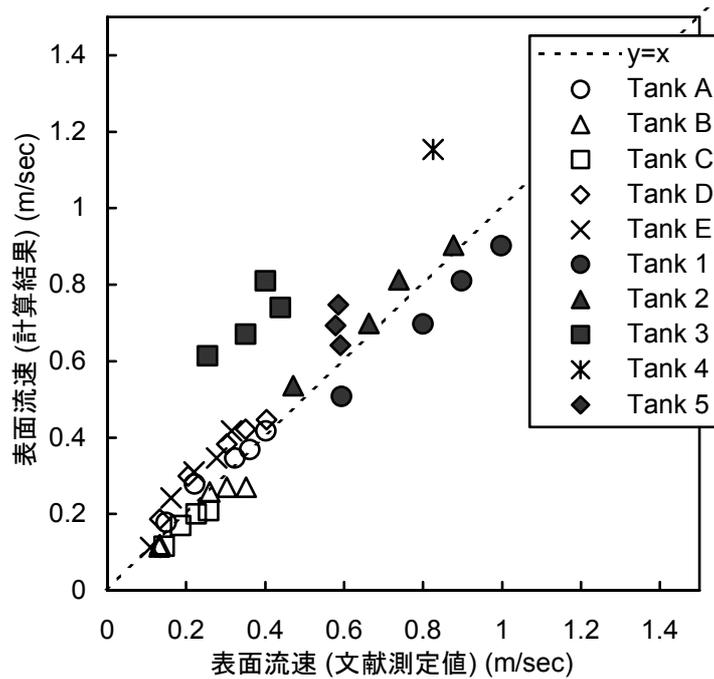


図 2-6 表面流速の文献測定値と計算結果の比較

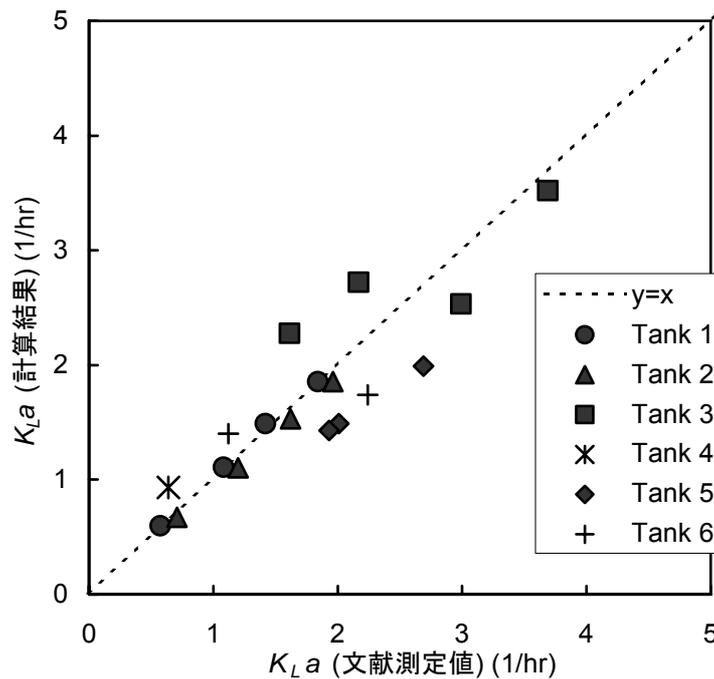


図 2-7 K_{La} の文献測定値と計算結果の比較

大きく影響する。気泡径を変えた以外は同一条件で K_{La} を試算すると、表 2-4 に示すように、気泡径がわずかに変わってもこの値は大きく異なる。気泡径は散気装置の種類のみならず、混合液の性状でも変化する。例えば、塩類濃度が高い液では気泡径が小さくなり¹⁴⁾、

表 2-4 K_La 計算結果への気泡径の影響(Tank 7 片側曝気)

気泡径 (mm)	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	5.5
K_La (hr^{-1})	9.2	7.2	5.9	4.9	4.2	3.7

K_La は清水の場合よりも著しく高くなるが、逆に曝気混合液では清水に比べ K_La は低くなるのがよく知られている¹⁵⁾。MLSS濃度が同じでも混合液中に存在する微生物の種類が異なると K_La は変化することも知られている¹⁶⁾。これらの液性の違いによる K_La の違いは、散気装置から発生する気泡径液性により大きく変わることによるところが大きいと考えられる。したがって、産業排水の活性汚泥処理のように原水組成や汚泥性状の差異が著しい場合には、 K_La の算出に当たって気泡径を文献から引用することは特に注意が必要と思われる。CFD解析を使って K_La を精度良く予測するには、様々な条件によって変わる気泡径の適切な把握が重要な課題となる。

K_La の算出に影響する気泡径と気泡ボリュームフラクションのうち、両者で取り扱いが異なるのは気泡ボリュームフラクションについてである。Sekizawaら¹⁾の単純モデルにおける気泡存在部の液流速(u)には、曝気槽の液表面から深さ 2mの位置の液流速が使われており、これが散気装置設置箇所の上において上下左右方向で一様と仮定されている。一方、CFD解析では散気装置設置箇所の上では上下左右方向にわたって液流速の分布が発生していた。両者の κ が一致しない原因は、 K_La の算出の影響をあたえる気泡ボリュームフラクション分布の算出精度の違いによるものと考えられる。以上の結果から、以下の計算においては κ を 1.86 とした。

(2) 実曝気槽への適用

片側だけの散気の場合と両側からの散気とした場合の K_La の測定結果を表 2-5 に示す。片側だけのキャップディフューザー散気装置による散気では、曝気強度 $10.7 \text{ Nm}^3/\text{m}^2 \text{ hr}$ で、 $K_La = 7.2 \text{ hr}^{-1}$ であった。その反対側にフレキシブルチューブ散気装置を増設した結果、曝気強度は合計 $14.7 \text{ Nm}^3/\text{m}^2 \text{ hr}$ で 1.4 倍となり、 K_La は 17.2 hr^{-1} となり、2.4 倍に増加した。溶解効率 は 7.4%から 12.9%に、動力効率は $1.4 \text{ kgO}_2/\text{kW hr}$ から $2.3 \text{ kgO}_2/\text{kW hr}$ にそれぞれ増加した。CFD解析による K_La の計算結果を表 2-5 に合わせて示す。 K_La の計算結果は、実験結果と良く一致しており、キャップディフューザーの気泡径を 3.5 mm、フレキシブルチューブの気泡径を 2.5 mmとして計算したCFD解析は妥当な条件設定が行われているといえる。

表 2-5 Tank 7(実曝気槽)における K_La 測定結果とCFD解析結果

算出法	測定		CFD			
	増設前	増設後	増設前	増設後		
散気装置	CD	CD + FT	CD	CD	FT	CD + FT
曝気強度($\text{Nm}^3/\text{m}^2 \text{ hr}$)	10.7	14.7	10.7	10.7	4.0	14.7
K_La (hr^{-1})	7.2	17.2	7.2	8.5	8.5	17.0
溶解効率(%)	7.4	12.9	7.4	8.8	23	12.7
動力効率($\text{kgO}_2/\text{kW hr}$)	1.4	2.3	1.4	1.7	3.7	2.3

CD: キャップディフューザー, FT: フレキシブルチューブ

片側みの散気の場合について、Sekizawaら¹⁾の単純モデルにより計算した(気泡径はCFD解析条件と同じとした)結果、 $K_La = 5.6 \text{ hr}^{-1}$ となり、CFD解析結果に比べて大幅に小さい結果となった。単純モデルは K_La が4以下までの曝気槽を対象に確認がされている。Tank 7ではこれらよりも曝気が強いことにより、曝気槽上部で気泡存在箇所が大きく左に広がり、下側への引き込まれる現象が発生するため、散気装置設置面積と気泡存在面積が等しいとする仮定しているモデルと槽内の気泡ボリュームフラクション分布を計算するCFD解析による K_La の計算結果に違いが生じたと考えられる。

CFD解析による計算では、二つの散気装置から発生する気泡それぞれについて、別箇に K_La を算出することが可能であるため、これらの計算結果を一緒に記載している。一般に、粗大気泡型散気装置の動力効率は $0.6 - 1.5 \text{ kgO}_2/\text{kW hr}$ 、微細気泡型散気装置の動力効率は $3.6 - 4.8 \text{ kgO}_2/\text{kW hr}$ といわれている¹⁷⁾。本解析では、粗大気泡型散気装置であるキャップディフューザー散気装置に比べ、微細気泡型散気装置であるフレキシブルチューブ散気装置の動力効率が、2倍以上高くなっている。これは、報告されているのと同じ傾向であり、気泡径が小さいことによる表面積の増大が大きく影響しているものと考えられる。

興味深いことに、フレキシブルチューブ散気装置の増設により、既存のキャップディフューザー散気装置の溶解性能も増大している。この理由を調べるためには、槽内流動状態の変化を詳細に確認する必要がある。フレキシブルチューブ散気装置増設前と後の流速ベクトル分布を図 2-8 に、流速分布を図 2-9 に、気泡のボリュームフラクション分布を図 2-10 にそれぞれ示す。フレキシブルチューブ散気装置増設前は、片側曝気であり、流速の速い大きな旋回流ができていた。フレキシブルチューブ散気装置を増設し、両側曝気とし

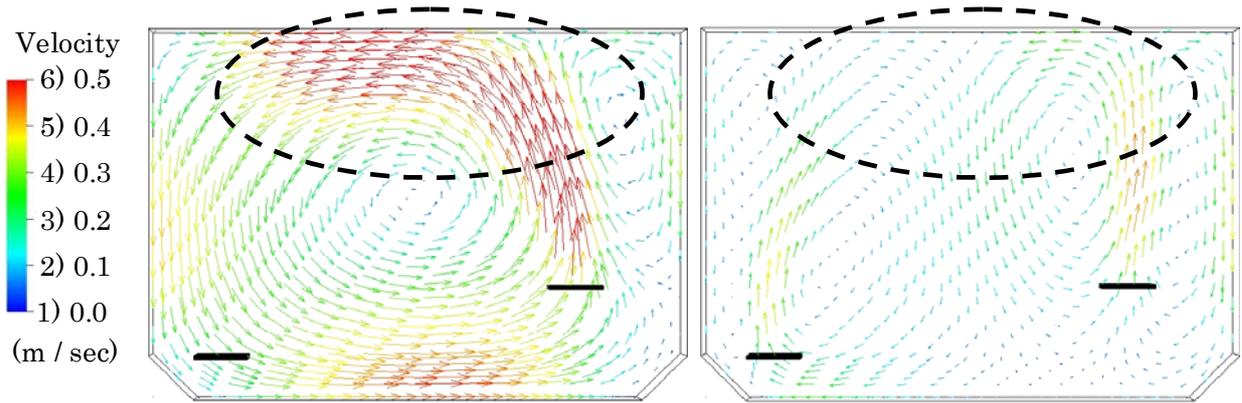


図 2-8 実曝気槽(Tank7)の流速ベクトル分布(左: 増設前・片側曝気, 右: 増設後・両側曝気)

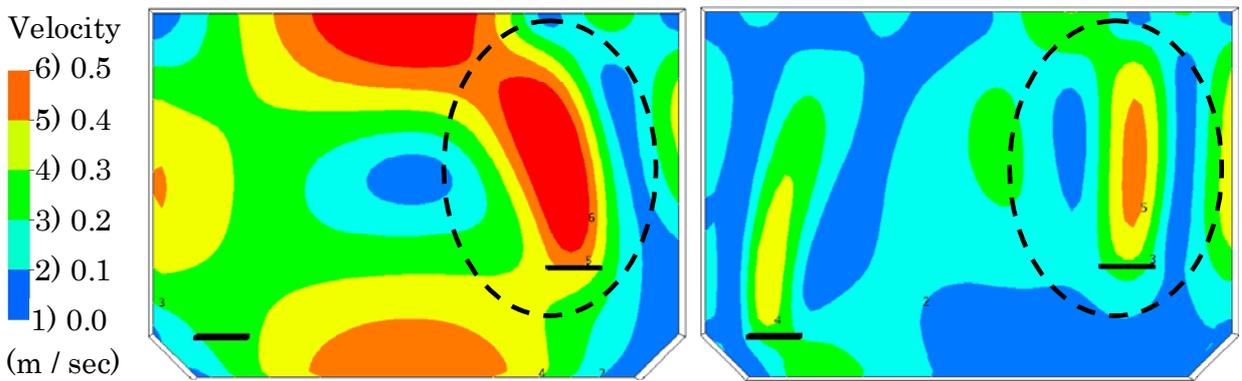


図 2-9 実曝気槽(Tank7)の流速分布(左: 増設前・片側曝気, 右: 増設後・両側曝気)

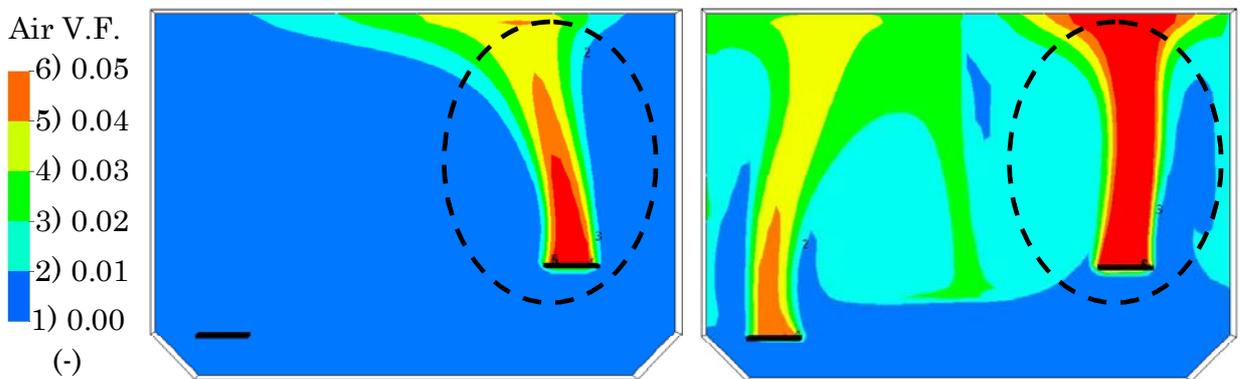


図 2-10 実曝気槽(Tank 7)の気泡ボリュームフラクション分布(左:増設前・片側曝気, 右:増設後・両側曝気)

た結果, 旋回流が二つとなり, 流速が小さくなっている(図 2-8 中に点線で示した). 旋回流が小さくなったことに伴い, 既存キャップディフューザー散気装置の上部の上向流液流速が小さくなった(図 2-9 中に点線で示した).

気泡のボリュームフラクションが小さいときには, 気泡のボリュームフラクション(ψ)と液上昇流速(u_l)の関係は(2-6)式で表すことができる¹⁾.

$$\psi = \frac{u_g}{u_s + u_l} \quad (2-6)$$

液上昇流速の減少に伴い、図 2-10 に示すように気泡のボリュームフラクションが増大し、この結果として、 K_La が増加する結果となった。 K_La の実測では、総括的な情報のみしか得られないが、CFD解析と合わせて検討を行うことにより槽内で起こっている現象を詳細に知ることができるといえる。

実曝気槽(Tank 7)では、散気装置の増設により極めて酸素溶解性能が上昇したが、これと同時に旋回流速が減少した。旋回流速の減少は、底への活性汚泥フロック、担体(担体式活性汚泥法の場合)や砂などその他固形物の沈積問題が発生する場合があるが、今回の場合には、処理性能に影響を与えるような問題は発生していない。CFD解析からは底部の流速分布を得ることができることから、曝気槽内に存在する固形物の限界的な堆積速度と組み合わせることで、堆積の可能性が高い箇所を予め埋めるといった解決方法をとることも可能である。

CFD解析による気泡ボリュームフラクション分布の計算から(2-1)式を用いて K_La を計算する際には気泡比表面積 a および気泡のスリップ速度(u_s)が変数となっているが、気泡のスリップ速度(u_s)は全ての計算において約 0.21 m/sec程度であったことから、 K_La の値は主に曝気槽に存在する気泡比表面積 a によって支配されると見なすことができる。気泡比表面積は、気泡径および気泡ボリュームフラクションによって定まる。Sekizawa(1985)¹⁾は、気泡が散気装置設置面の側面に一様に存在するものと仮定し、気泡ボリュームフラクションを気泡径、ガスの吹き込み量および曝気槽の寸法・散気装置の配置の3種類の条件から求められるようにした。気泡ボリュームフラクションは気泡の見かけ上昇速度によって定まるが、理想的な旋回流が形成されない場合、これを精度良く把握することは容易ではない。実際、Tank 7で左右両方の散気装置を使って曝気すると混合液の表面流は極めて複雑な流れを示し、表面に浮かべたボールは蛇行して信頼性のある表面流速を把握することができなかった。このような場合は、もはや単純なモデル式を用いて K_La を求めることはできず、CFD解析を利用する必要がある。この計算は明らかにより複雑で時間がかかるが、今後はコンピュータの進歩によって次第に使いやすくなるものと予想される。

(3) 溶解性能の向上に向けた取り組み

旋回流式曝気槽の散気装置の設置は、通常、流体力学的な最適化を図られずに、配管部

品の寸法に基づく、配管施工上の実際的な理由から、その設置位置が決まっていることが多い。しかしながら、散気装置の設置位置は、曝気槽の液流動に影響を及ぼすことが容易に想像でき、液流動が気泡ボリュームフラクションさらには酸素溶解性能に影響を与えるのであるから、散気装置の設置は、酸素溶解性能の観点から最適化が図られるべきである。

Tank 1 の曝気槽を対象に、散気装置の水平方向設置位置が酸素溶解性能に及ぼす影響を調べた結果を図 2-11 に示す。ここで、散気装置の設置位置は、散気装置の中心位置から槽壁までの距離(l)を曝気槽幅(L)の 0.1 倍から 0.5 倍(中心配置)まで変化させた。式(2-7)で示すように、曝気槽幅で基準化し、無次元化散気装置設置位置として表した。また、散気装置の幅は、曝気槽幅の 0.1 倍または 0.2 倍とした。式(2-8)で示すように、曝気槽幅で基準化し、無次元化散気装置幅として表した。

$$\lambda = \frac{l}{L} \quad (2-7)$$

$$\omega = \frac{w}{L} \quad (2-8)$$

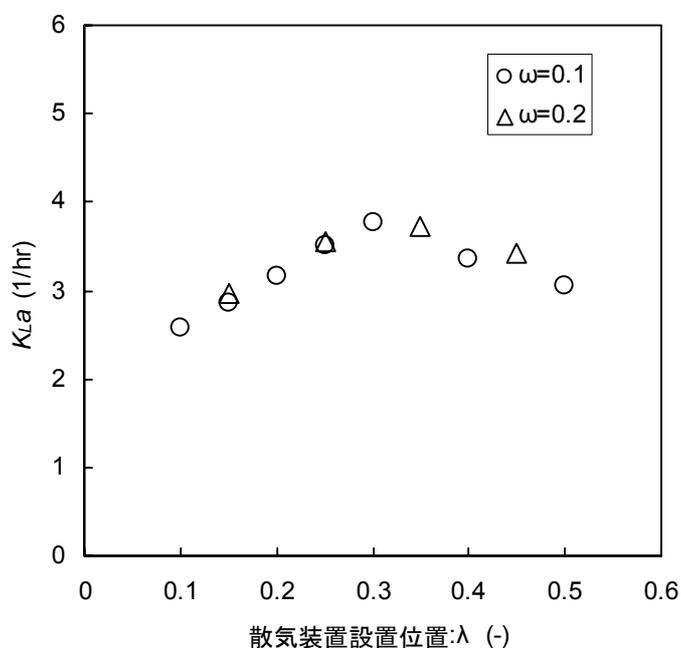


図 2-11 散気装置設置位置を変えたときの $K_L a$ の変化

ここで、 λ ：無次元化散気装置設置位置(-)、 l ：散気装置の中心から槽壁までの水平方向距離 (m)、 L ：曝気装置幅 (m)、 ω ：無次元化散気装置幅 (-)、 w ：散気装置幅 (m) である。

今回の検討範囲($\omega = 0.1$ および 0.2)では、散気装置の幅を変えても、溶解効率への顕著な影響は無かった。設置位置が端の時には、幅を広げると、一番端に設置したときにも設置位置が中央よりにずれることは留意する必要がある。

曝気槽の酸素移動の効率は散気装置の配置方法に影響を受け、単純な旋回流式よりも両側から曝気する構造や中央から曝気する構造の方が酸素の溶解に有利であることが報告されている¹⁸⁾。一番端に設置したときと中心に設置したときを比べると、中央に配した構造では K_La が約 1.2 倍となった。これは旋回流の大きさが小さくなり気泡の上昇速度が小さくなるために気泡ボリュームフラクションが大きくなるためと考えられ、中央に散気装置を配した構造の方が酸素の溶解に有利であることが本検討によっても明らかとなった。

しかしながら、興味深いことに、一番端から中心まで移動させると、途中の $\lambda = 0.3$ で極大値を得た。 $\lambda = 0.3$ のときには $\lambda = 0.1$ のときに比べ、 K_La は約 1.4 倍となった。この現象を詳細に調べるために、各散気装置設置位置での曝気における空気のパリュームフラクション分布を図 2-12 に示す。散気装置が槽の端に設置しているとき($\lambda = 0.1$)には、散気装置から発生した気泡は、壁に沿って真上に上昇し、水面近くで旋回流に流されてやや広がっている。散気位置が中央 ($\lambda = 0.5$)でも、散気装置の両側にできた旋回流の影響で気泡は真上に上昇している。これに対して、散気装置の設置位置が壁から離れたとき($\lambda = 0.3$)には、散気装置が無い側にできる旋回流の影響で、気泡は大きく左側に湾曲してから上昇して水面に達している。このために、槽内に存在する気泡のパリュームフラクションが高まり、 K_La の上昇に寄与したものと考えられる。

曝気槽では、槽内に気泡が存在することで、密度差によって旋回流が発生する。その一方で、旋回流によって気泡の存在範囲が影響を受けている。溶解性能は気泡と曝気混合液のこの相互作用の影響を大きく受ける。CFD 解析は、現象を明確化することで、排水処理装置の主要なエネルギー消費源となっている活性汚泥曝気槽の溶解性能の向上に貢献すると考えられる。

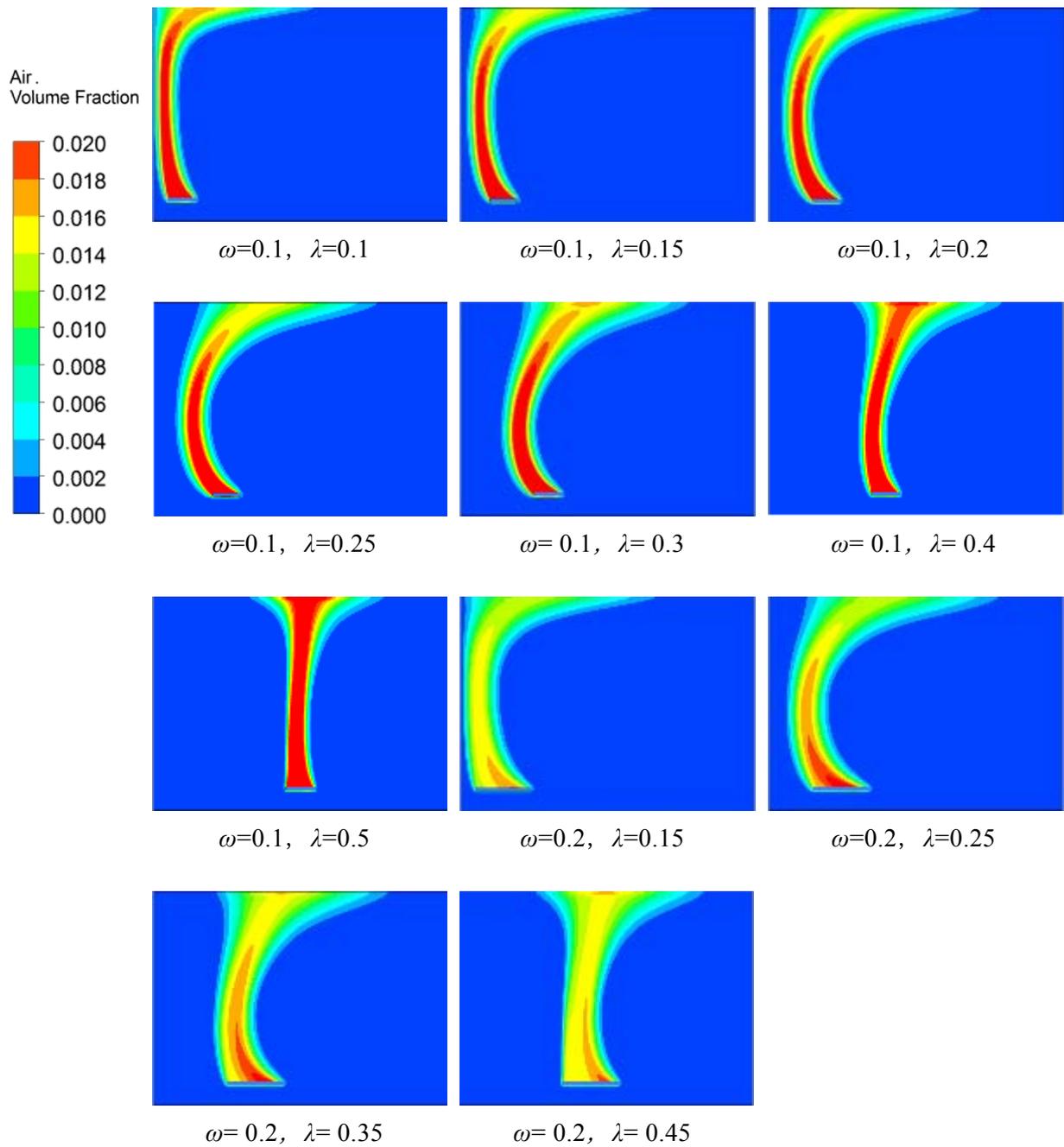


図 2-12 散気装置設置位置を変えたときの気泡ボリュームフラクション分布の変化

2.4 結言

本報告では複雑な流れを与える曝気槽の K_La を予測するために気泡径が 2.13~5.3 mmの曝気でCFD解析モデルを用いた検討を行い、以下の結論を得た。

- ・ 文献の測定結果を用いて CFD 解析のモデルの設定とパラメーターの校正を行った。散気装置から発生する気泡径を設定すれば CFD 解析を用いて、曝気量や構造によって変わる酸素溶解性能を予測できる。今後は、散気装置種類、液性(担体有無)により変わる気泡径の適切な把握が必要であると考えられる。
- ・ 実際の散気装置増設において、微細気泡散気装置による溶解効率の増加を実測した。CFD 解析の結果、微細気泡の溶解効率が高いことと旋回流が弱まることの影響が複合的に生じていることが明らかになった。総合的な曝気動力効率は、1.4 kgO₂/kW hr から 2.3 kgO₂/kW hr に増加した。
- ・ 散気装置の水平方向設置位置が酸素溶解性能に及ぼす影響を CFD 解析で調べた結果、槽壁から離れた位置に散気装置を設置することで、気泡が大きく湾曲しながら上昇して、酸素溶解性能が上昇するという解析結果を得た。曝気槽では、気泡と曝気混合液の作用で溶解性能が左右される。CFD 解析は、現象を明確化することで、排水処理装置の主要なエネルギー消費源となっている活性汚泥曝気槽の溶解性能の向上に貢献すると考えられる。

参考文献

- ¹⁾ Sekizawa T., Fujie K., Kubota H., Kasakura T. and Mizuno A.: Air Diffuser Performance in Activated Sludge Aeration Tanks, *J. WPCF*, Vol. 57, No. 1, pp. 53-59.
- ²⁾ Pflieger D. and Becker S.: Modelling and Simulation of the Dynamic Flow Behaviour in a Bubble Column, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 56, pp 1737-1747, 2001.
- ³⁾ Pflieger D., Gomes S. Gilbert N. and Wagner H.-G.: Hydrodynamic Simulations of Laboratory Scale Bubble Columns Fundamental Studies of the Eulerian-Eulerian Modelling Approach, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 54, pp. 5091-5099, 1999.
- ⁴⁾ 竹田宏:気泡塔内の流動シミュレーションの現状と将来展望, 化学工学シンポジウムシリーズ 77, pp. 3-10, 2003.
- ⁵⁾ AEA: CFX5.5.1-Flow solver manual. AEA Technology, 2002.
- ⁶⁾ Clift R., Grace J. and Weber M. E.: *Bubbles, drops and particles*, New York, USA, Academic Press, 1978.

- 7) 藤江幸一, 久保田宏, 笠倉忠夫: エアレーション用散気装置の散気性能指標, 下水道協会誌, Vol. 6, No. 10, pp. 56-61, 1983.
- 8) Ishii M. and Zuber N.: Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or Particulate Flows, *AIChE J.*, Vol. 25, No. 5, pp. 843-855, 1979.
- 9) Olmos E., Gentric C., Vial Ch., Wild G., and Midoux N.: Numerical Simulation of Multiphase Flow in Bubble Column Reactors, Influence of Bubble Coalescence and Break-Up, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 56, pp. 6359-6365, 2001.
- 10) Launder B. E. and Spalding D. B.: *Mathematical models of turbulence*, London, GB: Academic Press, 1972.
- 11) Bokil S. D. and Bewtra J. K.: Influence of Mechanical Blending on Aerobic Digestion of Waste Activated Sludge, *Proc. 6th Int. IAWPRC Conf. On Water Pollution Res.*, Int. Assoc. on Water Pollution Research and Control, London, 421-438, 1972.
- 12) 星野, 久保田, 笹倉, 小山: 活性汚泥エアレーションタンク内の液旋回流速, 下水道協会誌, Vol. 14, No. 160, pp. 22-30, 1977.
- 13) 久保田宏, 藤江幸一, 関沢恒男, 市川郁夫, 笠倉忠夫: 活性汚泥法における微細気泡と全面ばっ気による性能向上と省エネルギー, 環境研究, No. 75, pp. 43-51, 1989.
- 14) Marrucci G. and Nicodemo L.: Coalescence of Gas Bubbles in Aqueous Solutions of Inorganic Electrolytes, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 22, pp. 1257-1256, 1967.
- 15) Tewari P. K. and Bewtra J. K.: Alpha and Beta Factors for Domestic Wastewater, *J. WPCF*, Vol. 54, pp. 1281-1291, 1982.
- 16) 山根: 生物反応工学第2版, 219-239, 産業図書, 1991.
- 17) Stenstrom M. K. and Rosso D.: *Biological Wastewater Treatment*, Chapter 9 Aeration and Mixing, pp. 245, IWA Publishing, 2008.
- 18) James A. M., William C. B. H. and Johannes P.: *Aeration, Principles and Practice*, Florida, USA: CRC Press, 2002.

第3章 バッフル設置加圧浮上装置の処理性能検討

3.1 緒言

浮上槽では、上部に発生する循環流領域の下側の清澄領域で固液分離が行われる。槽内の流動状態を支配している混相流動を制御し、循環流を弱めてこの清澄領域を大きくすることで浮遊物質の除去率を向上させることが期待できる。加圧浮上装置の処理水質が向上すると、その後段の砂ろ過器を省略できる場合があり、このときには設置スペースの大幅な低減や運転に伴うCO₂発生と経費削減に貢献することができる。このために、槽内の流動挙動を詳細に把握できるCFD解析手法は有効であると考えられるものの、処理性能を改善するための実際的な応用研究およびその検証はなされていない。

本章では、流体抵抗を与えることで循環流を抑えることを意図して、実設備の製作が容易で簡易に循環流領域に流体抵抗を与える構造として、棒状のバッフルを設置した構造を検討した。浮上槽の流れ構造への棒状バッフルの影響を、CFD解析を用いて流速分布および滞留時間分布(RTD)曲線によって検証し、実験により実際の浮遊物質除去効果を確認した。さらに、大型の加圧浮上装置において処理水質の向上を行うためのバッフル設置効果を検討した。また、処理性能と設置コストや環境負荷の両方に相反する影響を及ぼす浮上槽水深について、適切な水深を決定することができることを示した。

3.2 方法

(1) 浮上槽構造

一般的な形状の横流式の加圧浮上槽として、検討対象とした浮上槽の構造を図 3-1 に示す。矩形の浮上槽の一部を上部が屈曲した仕切り板で仕切り、混合室と浮上分離室に分けている。浮上槽の寸法は、幅(W): 800mm, 長さ(L): 1071mm, 水深(h): 800 mmである。浮上槽容積(V)は、 0.69 m^3 であり、浮上槽面積(A)は、 0.85 m^2 である。凝集フロックを含む原水と微細気泡を含む加圧水は混合室に導入され、水流によって混合されて気泡付着フロックが生成される。混合室で生成した気泡付着フロックと残りの微細気泡は仕切り板の上側を乗り越え、浮上分離室に流入する。浮上分離室では、下部の取水口から処理水が取り出される。実験では、水面部に設置したスカムスキマー(図示していない)で浮上スカムを分離除去した。

(2) バッフル設置浮上槽の構造

浮上槽上部の循環流を弱めることにより図 3-1 の浮上槽の処理水質を向上させることを意図して、浮上分離室の入口部にバッフルを設置した浮上槽の構造を図 3-2 に示す。バッフルは、太さ 32 mm の棒状で浮上槽幅と同じ長さである。浮上槽の幅方向に対して平行に、長手方向に 3 列、混合室に近い側から 2 本、3 本および 1 本の計 6 本設置している。棒の中心間の水平距離 60 mm, 垂直距離 60 mm である。

(3) 加圧浮上装置の運転条件

有機系排水の生物処理水を凝集沈殿槽で固液分離し、粒状活性炭で有機物を吸着除去した水(以下、回収水と記載する)にカオリン 120 mg/Lを混合し、pH7.5 に調整下でPAC(ポリ塩化アルミニウム)を Al_2O_3 として 34 mg/L添加して混合し、さらに、アニオンポリマー3 mg/Lを添加して凝集させたフロックを含む水を加圧浮上槽の原水として使用した。浮遊物質(SS)濃度の測定結果は 175 mg/Lであった。

加圧水は、過流ポンプ式微細気泡作成装置(ニクニ社製)で作成した。回収水を大気と共に、過流ポンプで吸引し、気液分離槽(容積 10 L)で余分な空気を分離して、混合室に入る直前にバルブによって減圧して微細気泡混合水として混合室に供給した。原水の流量は $5.0 \text{ m}^3/\text{hr}$, 加圧水量は $1.0 \text{ m}^3/\text{hr}$ とし、気液分離槽圧力は 0.35 MPaとした。浮上槽における水理的滞留時間(t_h)は 411 s, 浮上分離室下部断面における水面積負荷(L_f)は、 $7 \text{ m}/\text{hr}$ である。

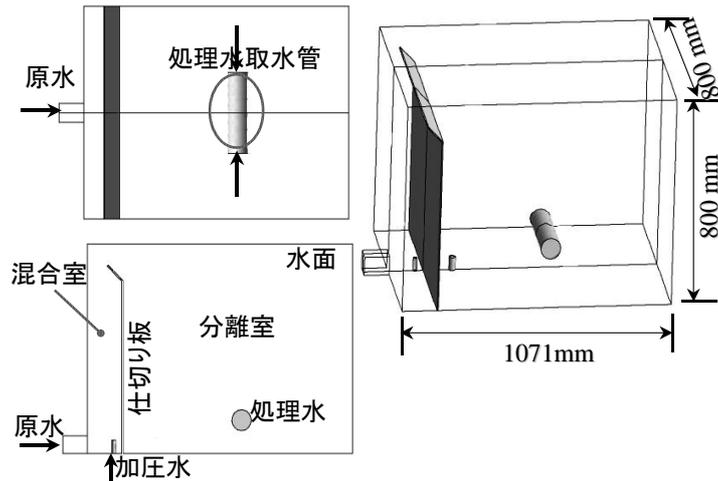


図 3-1 加圧浮上槽の構造

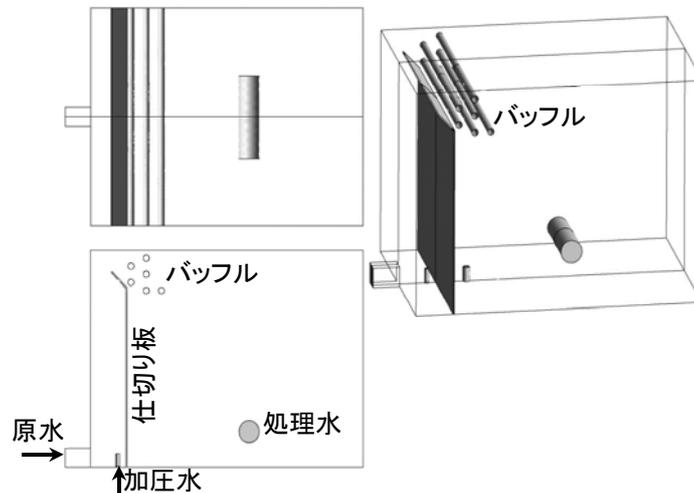


図 3-2 バブル付き加圧浮上槽の構造

(4) 水中カメラによる浮上槽内観察

水中カメラによる観察では、壁面を背面として中央側にレンズを向け、深さ方向、水平方向の2次元方向を移動して撮影した。水の流れの向きと同時に微細気泡の有無とフロックの有無を観察した。

(5) CFD 解析方法

浮上槽の流動状態を解析する方法には、浮上槽をはじめとする気泡塔の解析において実績¹⁾⁻³⁾があるオイラー・オイラー法を使用した。本方法は2流体モデルとも呼ばれ、液相と気相の両方を連続体とみなし、それぞれの相に対してボリュームフラクション(容積比)を変数とした連続の式と運動量輸送方程式を解いている⁴⁾⁻⁶⁾。運動量輸送方程式には重力の

影響と相間の運動量の移動を含んでいる。CFD解析には汎用熱流体解析ソフトCFX5.7 (ANSYS 社)を用いた。

CFD解析のモデルと条件の一覧を表 3-1 に示す。気液 2 相間の運動量移動のモデル化には、Ishii-Zuber(1978)のモデル⁸⁾を使用した。ここでは、気泡の粒子レイノルズ数が小さい場合から順に、球形、楕円球形および、きのこ笠状(CAP形状)の 3 種類の形状となり、気泡径等により相関抗力係数が変わる。本検討のパイロット試験の運転条件に近い水温(7.5℃)および加圧水圧力(0.415 MPa)の条件下で測定された気泡径であることを根拠として、Hanら(2009)⁹⁾が測定した加圧浮上槽内の気泡径分布の重量平均から、気泡径 75 μmとして計算した。

混相系では、気相や固相の存在は密度差による循環流(密度流)を駆動することにより、連続相である液相に影響をもたらす。加圧浮上槽では、水の流れ解析のためには粒子を一つの相として考えなくても正しい水の流れの計算ができると言われている¹⁰⁾。これは、固形物であるフロックはその見かけ比重が水に近く存在量が気泡に比べ極めて少ないため、

表 3-1 表加圧浮上槽の CFD 解析のモデルおよび条件

Items	Condition
Multiphase model	Eulerian- Eulerian ⁴⁾
Phase	2-Phase
Drag coefficient	Ishii- Zuber model ⁸⁾
Turbulence model	Standard k- ε ⁷⁾ (Liquid phase) Laminar (Gas phase)
Geometry	3- Dimension, Symmetric Half
Mesh	Tetrahedral
Number of element	About 340,000
Wall	Slip (Gas), Non-slip (liquid)
Gas phase	Non-compressible Air at 10 °C Constant bubble size(75 μ m)
Liquid phase	Water at 10 °C
System	A Pentium M PC operating at 1700 MHz

液相の流動に及ぼすフロックの影響が無視でき、流れは気泡の存在による密度流によって支配的に特徴付けられているためである。本章においても簡略化のため、気相(微細気泡)と液相(水)の2相モデルを構築した。液体は温度 10°Cの純水、気体は温度 10°Cの実空気として、密度の物性を与えた。

乱流モデルとしては計算負荷が小さく、工学的な応用において実績のある標準 k-ε モデルを用いた。流体について壁では滑らないことを想定し、壁での熱交換は無いものとした。水面では気泡のみ流出を許す条件とした。

加圧水入口からの空気の流量は、実験条件から、気液分離槽圧力 0.35 MPa、水温 10°C、溶解効率 90%として決定した。解析構造は、対称性を考慮し、中央線における面对称の 1/2 構造とした。3次元構造とし、槽構造が複雑であるためにテトラメッシュを採用して解析構造を構築した。

(6) 滞留時間分布曲線の解析方法

短い滞留時間で流出してしまう流れの大きさの程度は、滞留時間分布(RTD)曲線からの滞留時間の中央値(t_{median})で特徴付けることができる^{11), 12)}。この値は、固液分離槽において、分離できずに処理水に流出してしまう固形物の濃度に影響を及ぼす^{13), 14)}。そこで、(3-1)式で示すように、水力学的滞留時間に対する水力学的滞留時間値と中央値の差の比の値で短滞留時間流出度¹⁵⁾を定義した。

$$SF_i = 1 - \frac{t_{median}}{t_h} \quad (3-1)$$

ここで、 SF_i : 短滞留時間流出度 (-), t_h : 水力学的滞留時間 (s), t_{median} : 滞留時間の中央値 (s)である。

流入した原水の大部分が瞬時に出口から出る場合には、 $t_{median} \rightarrow 0$ となるため、 $SF_i \rightarrow 1$ となる。一方、 $t_{median} = t_h$ となるときには、 $SF_i = 0$ となる。無次元化滞留時間(θ)を(3-2)で定義すると、 SF_i は(3-3)で表される。

$$\theta = \frac{t}{t_h} \quad (3-2)$$

$$SF_i = 1 - \theta_{median} \quad (3-3)$$

ここで、 θ : 無次元滞留時間(-), θ_{median} : 無次元滞留時間の中央値(-)である。

RTD 曲線の CFD 解析結果から、短滞留時間流出度(3-3)および平均滞留時間を算出した。

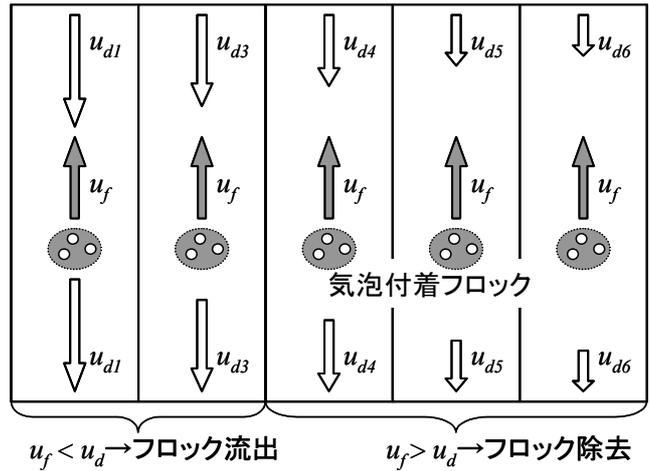


図 3-3 垂直流式加圧浮上槽のフロック除去モデル

また、所定の浮上速度を持つ気泡付着フロックの流出率をRTD曲線に基いて解析する方法が良く知られており、流出率は(3-4)で表される¹⁶⁾。

$$R(\theta_f) = \int_0^{\infty} R(\theta) E(\theta) d\theta \quad (3-4)$$

ここで、 $R(\theta_f)$: 浮上槽における気泡付着フロック(無次元浮上速度 $=\theta_f$)の流出割合、 $R(\theta)$: 流体要素の無次元化滞留時間 θ に対する気泡付着フロックの流出割合、 $E(\theta)$: 浮上槽の滞留時間分布関数である。

本検討では、垂直流式重力固液分離槽の理想モデル¹⁷⁾を前提とし、実際の浮上槽に適用するために流速に分布のある複数の下降流の集まりとしてモデル化した。この模式図を図3-3に示す。 u_f : 単一の気泡付着フロックの浮上速度 (m/s), u_d : 浮上槽内の液下降流速 (m/s) とするとき、 $u_f < u_d$ の条件では、フロックは下方向に移動して処理水と共に流出し、 $u_f > u_d$ の条件では、フロックは上方向に向かい、水面でスクラムスキマーによって槽外に排出される。このことから、浮上速度(u_f)の気泡付着フロックが処理水とともに流出してしまう条件は(3-5)で表される¹⁷⁾。

$$u_f < u_d \quad (3-5)$$

浮上槽の槽高 h に対する原水の下降時間(滞留時間)及び気泡付着フロックの浮上時間はそれぞれ(3-6)および(3-7)で表される。

$$t = \frac{h}{u_d} \quad (3-6)$$

$$t_f = \frac{h}{u_f} \quad (3-7)$$

ここで、 h : 水深(m), t : 滞留時間(s), t_f : 気泡付着フロック浮上時間(s)である。また、水深 h は(3-8)で定義する。

$$h = \frac{V}{A} \quad (3-8)$$

ここで、 V : 浮上槽容積(m³), A : 浮上槽面積(m²)である。(3-5) - (3-8)式より気泡付着フロックの流出条件は(3-9)式になり、無次元化浮上時間(θ_f)を使うと、流出条件は(3-10)式になる。

$$t < t_f \quad (3-9)$$

$$\theta < \theta_f \quad (3-10)$$

よって、(3-4)における $R(\theta)$ は、(3-11)で表される。

$$R(\theta) = \begin{cases} 1 & (\theta < \theta_f) \\ 0 & (\theta_f < \theta) \end{cases} \quad (3-11)$$

(3-4)に(3-11)を代入して整理すると滞留時間分布 $E(\theta)$ の浮上槽における浮上時間 θ_f の気泡付着フロックが流出する割合($R(\theta_f)$)は(3-12)式になる。

$$R(\theta_f) = \int_0^{\theta_f} E(\theta) d\theta \quad (3-12)$$

$E(\theta)$ と $R(\theta_f)$ の関係を図 3-4 に図示する。

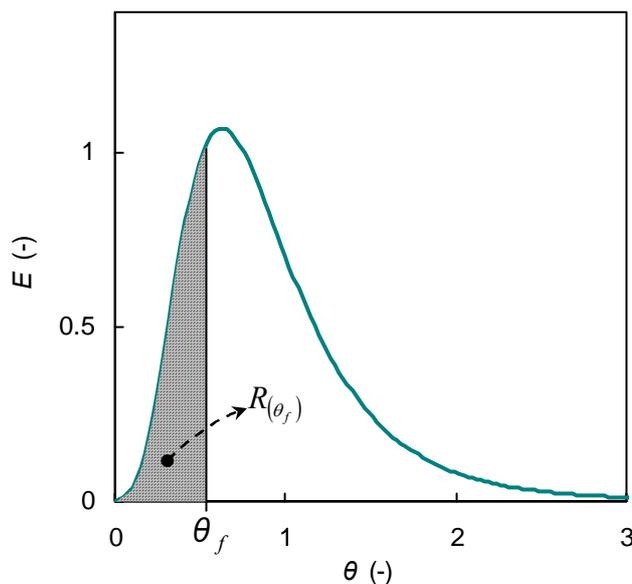


図 3-4 RTD曲線の例と浮上時間 θ_f の気泡付着フロックが流出する割合($R(\theta_f)$)の関係

以下に、本章で使用した浮上槽構造と(3-1) - (3-12)式の関係性を述べる。本検討において、滞留時間の検討範囲は、混合室の入口から浮上分離室の出口までとすることを前提とした。つまり、水理的滞留時間(t_h)を算出するための槽容積は浮上槽容積の 0.69 m^3 である。浮上槽の槽高 h は、(3-8)式の定義を前提とし、パイロット装置の水深と等しい 0.8 m である。パイロット装置では処理水集水部は槽底よりも 0.1 m 高い位置にあり、これは、気泡付着フロクの流出が過大に計算される誤差が生じる要因になるが、バッフルの有無の相対的な検討のためには問題ないと考えた。

本章では、滞留時間分布を用い、バッフル設置の有無という違いを持つ2種類の加圧浮上槽について、浮上槽の短滞留時間流れの程度および所定の浮上速度を持つ気泡付着フロクの流出割合について比較検討を行った。

(7) RTD 曲線の CFD 解析とトレーサー試験

RTD曲線は、系の入口におけるパルス入力に対する系の出口における応答として測定することができる¹⁸⁾。バッフル設置の有無という違いを持つ2種類の加圧浮上槽について、滞留時間分布による水理的性能の評価を行うために、トレーサー解析を実施した。流速分布の計算が終了した後、その流速分布を用いて、スカラー量として定義したトレーサー物質の輸送方程式を解くことで、浮上槽内のトレーサーの移動を計算した。原水入口から混合室に1秒間トレーサー物質を投入した後、浮上槽内のトレーサー移動を計算し、出口におけるトレーサーの濃度の経時変化を求めることで浮上槽の滞留時間分布を求めた。

CFD 解析による滞留時間分布を確認するために、バッフル設置の有無という違いを持つ2種類の加圧浮上槽について、CFD 解析と同じ条件で実験を行った。トレーサー物質としては、メタノールで密度を調整した塩化リチウム溶液中のリチウムイオンを用いた。連続運転中の加圧浮上槽において混合室の原水流入部に瞬時に40%塩化リチウム溶液 100 g を入れた後、浮上槽出口にて経時的に採水を行った。サンプル中のリチウムイオン濃度は、原子吸光光度法で測定した。

(8) 処理水の分析

バッフル設置の有無という違いを持つ2種類の加圧浮上槽について、原水の浮遊性物質の除去性能を比較するために水質分析を行った。バッフル無し、有りそして再び無しと合計3回の通水試験を行った。通水開始後、処理水の浮遊物質濃度が安定するのに15分間を

要した。このため各試験において、処理水水質が安定する 15 分後から採水を開始し、15 分間隔で 3 回採水した。浮遊物質濃度の分析は日本工業規格「工業排水試験法」(JIS K 0102)により行った。

(9) スケールアップ加圧浮上装置の構造検討

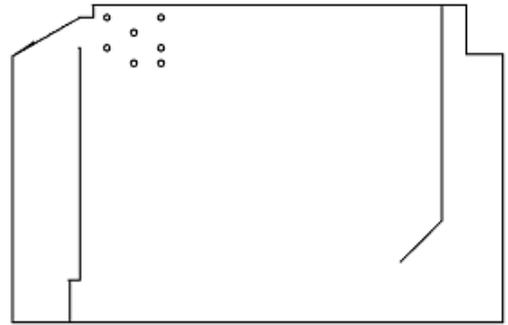
CFD解析を用いたバッフル設置を初めとする構造の検討を原水流量 360 m³/hr(加圧水比 20%)の加圧浮上装置の設計に応用した。

浮上槽構造は、中央供給、周辺集水の円形である。バッフル無し浮上装置については、槽径がφ9000(LV 6.8 m/hr)の一般的な LV の場合と槽径がφ7000(LV 11.2 m/hr)のやや高い LV の場合を検討した。バッフル有り浮上装置は、槽径がφ7000(LV 11.2 m/hr)のやや高い LV とし、浮上槽の槽高 h を 1600 mm, 2600 mm そして 3600 mm の 3 通りに変えて検討を行った。解析構造を図 3-5 に示す。CFD 解析の構造は、対象性から軸対象 30° の構造とした。

液相の成分として気泡付着フロックを代数スリップモデルも用いて加えた。液相に対する気泡付着フロックのスリップ速度は 7 m/hr から 18 m/hr まで変化させて解析を行った。気泡付着フロックの除去率で処理性能を評価した。



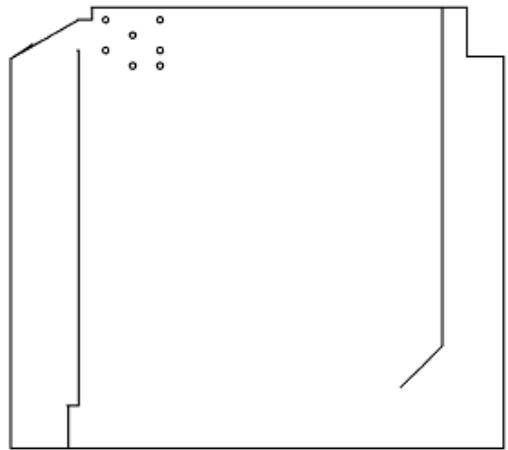
バップル無し浮上槽
 ϕ 9000 mm(LV 6.8 m/hr), h 1600 mm



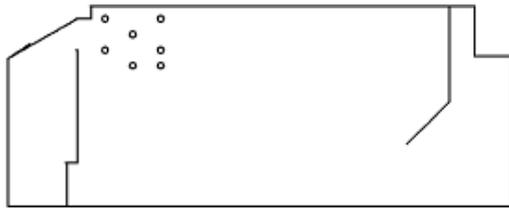
バップル有り浮上槽
 ϕ 7000 mm(LV 11.2 m/hr), h 2600 mm



バップル無し浮上槽
 ϕ 7000 mm(LV 11.2 m/hr), h 1600 mm



バップル有り浮上槽
 ϕ 7000 mm(LV 11.2 m/hr), h 3600 mm



バップル有り浮上槽
 ϕ 7000 mm(LV 11.2 m/hr), h 1600 mm

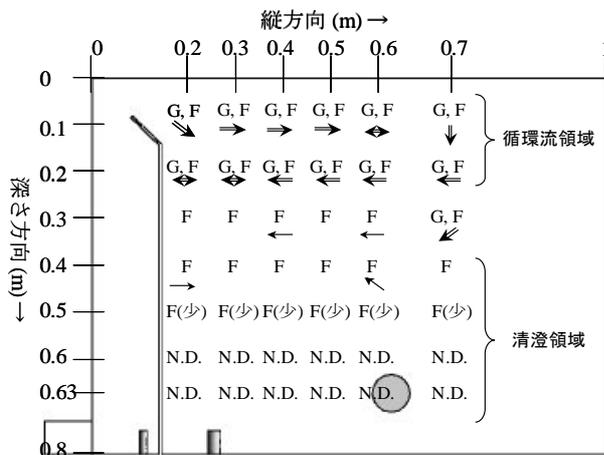
図 3-5 スケールアップ加圧浮上装置の検討構造

3.3 結果と考察

(1) 浮上槽の流動状態

図 3-1 の浮上槽について水中ビデオカメラを設置して、運転中の浮上槽内部を観察した結果を図 3-6 に示す。槽の上表部では、混合室から出て反対側の端に至る流れがある一方で、そのすぐ下ではこれとは反対向きの流れが存在しており、これらで循環流を形成していた(循環流領域)。その下側の層では、流れがほとんど観察されなかった(清澄領域)。清澄領域では、下向きの流速があるはずであるが、この流速は、とても小さい(運転の LV=7 m/hr から下向き平均流速は約 2 mm/sec である)ために、観測することができなかったと考えられる。循環流領域では、フロックと気泡が多く存在し、その下側では、フロックのみが観察された。水深が深くなるに従いフロックの存在量は減少し、水深 0.6 m 以上では観察されなかった。

加圧浮上槽のガスホールドアップ(気泡の存在比)および流速ベクトルの CFD 解析結果を図 3-7 に示す。浮上槽の表面付近に気泡が最も多く存在し、深くなるにつれて気泡の存在量が減少している。表層では混合室から吐出する向き(矢印)に流れがあり、その下側では



- 二重線矢印は速い流れ (0.03 m/sec 程度以上) を示す。
- 実線矢印は緩やかな流れ (0.005 m/sec 程度) を示す。矢印の向きは流れの向きを表す。
- 両矢印は頻りに流れの向きが変化することを表す。
- 矢印がないのは顕著な流れが観察されなかったことを表す。
- G は気泡が観察されたことを表す。
- F はフロックが観察されたことを表す。
- N.D. は気泡及びフロックが観察されなかったことを表す。

図 3-6 水中カメラによる浮上槽内部の観察結果

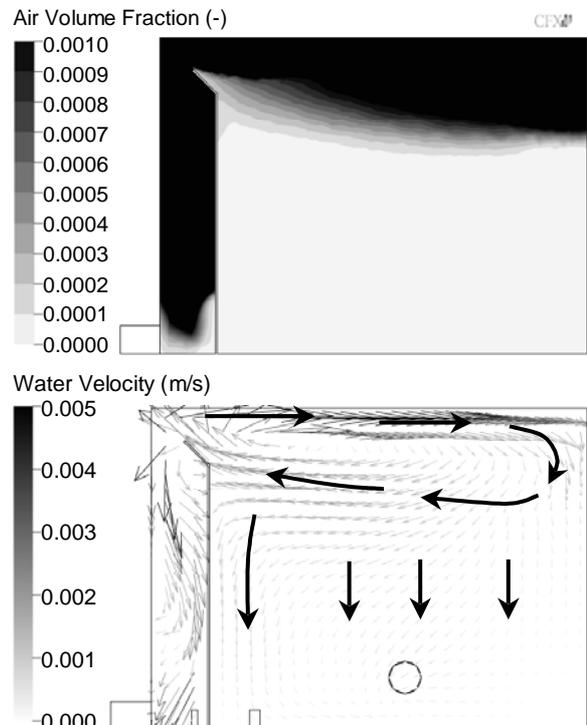


図 3-7 浮上槽の CFD 解析結果(上: ガスホールドアップ分布, 下: 液流速のベクトル表示)

これとは逆向きの混合室に向かう流れがあり、循環流を形成している。また、この循環流の下側には、流速が小さく比較的流れが穏やかな領域が存在する。

浮上槽の上部では循環流が形成され、気泡が多く存在すること、また、その下側では流れがほとんど無く気泡も存在しないことを図 3-6 の観察と図 3-7 のCFD解析で確認した。これらは、浮上槽における流れ構造についてのLundhら(2001)¹⁹⁾やAmato and Wicks(2009)¹³⁾の報告および気泡分布についてのHanら(2009)⁹⁾の報告と矛盾しない結果となった。

また、清澄領域において、その上部では気泡付着ブロックが存在するが、水深が深くなる程ブロックの存在が少なくなっていることが観察された。このことから、清澄領域で気泡付着ブロックの分離がなされており、清澄領域を大きく形成することが、ブロックの存在率が低い良好な処理水質を得るために重要であることがわかる。

(2) バッフル設置による流動状態と滞留時間分布の変化

浮上分離室の入口に棒状のバッフルを設置している図 3-2 の浮上槽の CFD 解析を行った。浮上槽の側断面における流速分布を図 3-8 に示す。バッフル無し構造では、上部で循環流を形成していて槽の中層以下が低い流速になっているのに対し、バッフル有り構造では、より上部から流速が低くなっている。

バッフル設置前後のCFD計算と実験によるRTD曲線を図 3-9 に示す。両方の構造ともにCFD計算結果からと実験結果からのRTD曲線はよく一致している。流速分布から水理的構

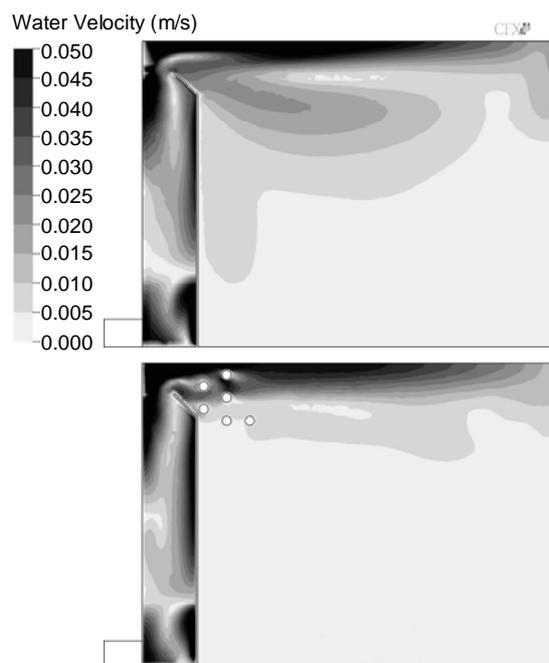


図 3-8 浮上槽内流速分布の CFD 解析結果(上: バッフル無し, 下: バッフル有り)

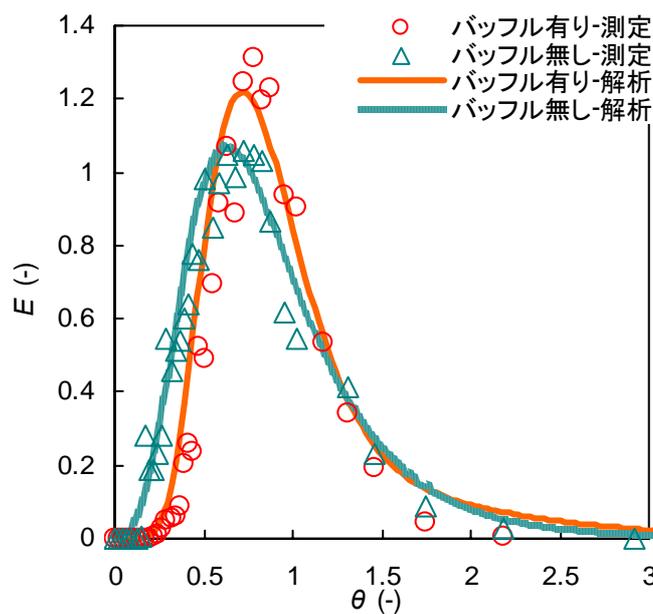


図 3-9 RTD 曲線の CFD 解析結果と実験結果

造の改善が予測されたバツフル有り構造は、バツフル無し構造に比べてトレーサーの出現開始時間が遅くなっている。これはバツフル設置により循環流領域が減少し、清澄領域が増えたためと考えられる。無次元化平均滞留時間(θ_m)は、バツフル無し構造が 0.90 なのに対して、バツフル有り構造は 0.98 であり、バツフル有り構造の方が大きくなった。短い滞留時間で流出する流れの大きさの程度を特徴付ける指標である SFi の計算結果は、バツフル無し構造が 0.22 なのに対して、バツフル有り構造は 0.15 であり、バツフル有り構造の方が小さくなった。

浮上槽の気泡付着フロックの流出割合分布($R(\theta_f)$)を図 3-10 に示す。バツフル無し構造に比べ、バツフル設置浮上槽はフロック浮上時間(θ_f)に対する流出率が低くなっており、浮上槽としての浮遊物質除去能力が向上しているといえる。

(3) バツフル設置による除去率の向上

模擬排水を凝集加圧浮上処理した結果を図 3-11 に示す。処理水の平均浮遊物質濃度は、バツフル無し構造は 5.1 mg/L(流出率 3%)であるのに対し、バツフル有り構造では 1.7 mg/L(流出率 1%)となり、バツフル設置によって浮遊物質除去能力が大幅に向上することが確認された。

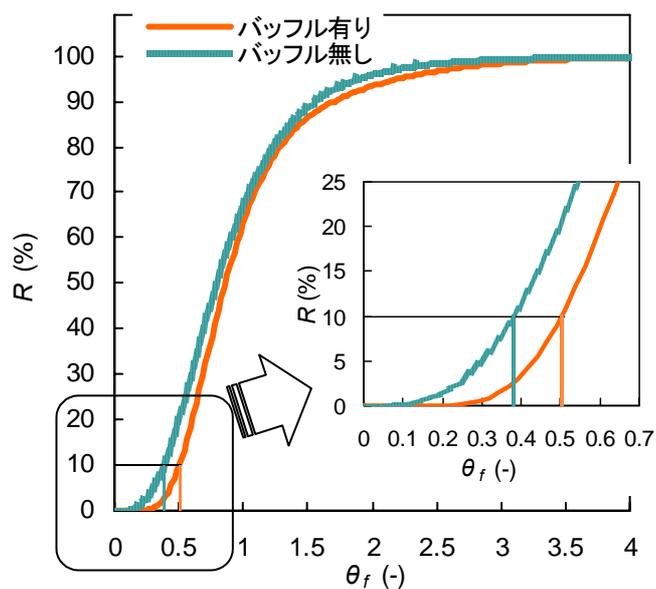


図 3-10 加圧浮上装置からの SS の流出率曲線

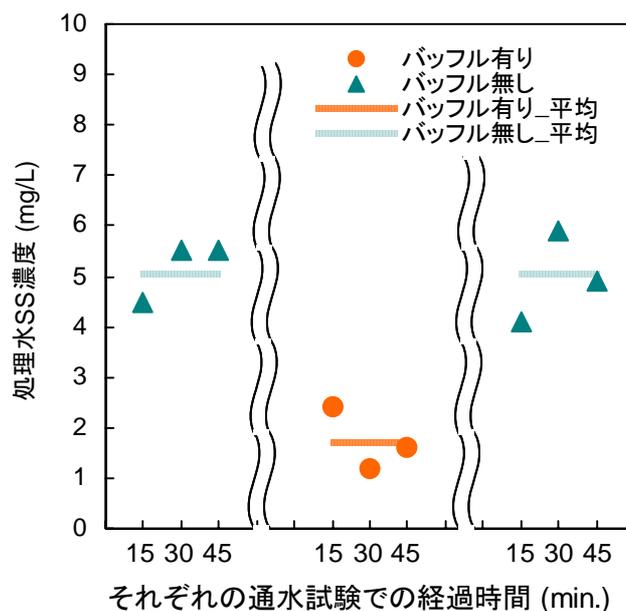


図 3-11 加圧浮上槽からの SS 流出濃度の実験結果

加圧浮上装置では気泡とフロクの付着過程で、気泡付着フロクの浮上速度の分布に大きな幅ができる²⁰⁾。このため、浮上槽において浮遊物質の除去率を高めるためには、浮上速度がより低い(θ_f が大きい)気泡付着フロクを分離する必要がある。

一般的に、加圧浮上装置を初めとする重力式の固液分離装置では、流出率は 10%程度以下であり、除去しようとする粒子の浮上(沈殿の場合には沈降)速度の 1/3 程度の LV で設計

するのが良いといわれている。これは、 $\theta_f=0.33$ として設計することと同じである。

流出率 10% ($R = 10\%$)となるフロック浮上時間(これを θ_{f10} と表記する)を求めるため、図 3-10 中において、Y軸の $R = 10\%$ から右に直線を引き、これに対応するX軸のフロック浮上時間(θ_{f10})を図示した。単純な形状の加圧浮上槽は $\theta_{f10} = 0.38$ であり、一般的な加圧浮上槽と同程度の浮遊物質除去率といえる。また、バッフル有り構造は $\theta_{f10} = 0.5$ である。バッフル無し構造に比べて浮上速度が約 24%小さい気泡付着フロックを良好に分離できることから、バッフル有り構造はより浮遊物質除去能力の高い構造であるといえる。

バッフル無し構造に比べバッフル有り浮上槽ではトレーサー出現開始時間が遅くなったために、あるフロック浮上時間(θ_f)に対するフロック流出率が低く、フロック流出率に対応するフロック浮上時間(θ_f)が大きくなっている。

フロックと気泡の付着過程は混合室で行われるため、バッフル有り無しによらず、気泡付着フロックの浮上速度は等しいと考えられる。そこで、今回の浮遊物質除去試験において、フロックの浮上速度分布が無いと仮定し、浮遊物質除去実績からフロックの浮上時間を逆算してみる。バッフル無しで 3%流出するフロック浮上時間 $\theta_{f03} = 0.25$ に対して、バッフル有りで 1%流出するフロック浮上時間 $\theta_{f01} = 0.32$ であり、若干の差がある。実際の気泡付着フロックの浮上速度にはかなり幅の広い分布があるといわれている²⁰⁾。フロックの浮上速度分布の成分ごとに図 3-10 の R 分布から流出率を算出し、これらを足し合わせた合計が総合的な処理水の浮遊物質質量になる。浮上速度の分布があることがこの差の主要因であり、今後の検討課題である。

(4) スケールアップ加圧浮上装置の構造検討

大型の加圧浮上装置において処理水質の向上を行うためのバッフル設置効果を検討した。また、清澄領域を大きくして処理性能を向上させるためには、水深を大きくすることも有効と考えられる。しかしながら、水深を大きくするためには、鋼材を多く要し、掘削にも多くの労力を要すことから、処理性能を得るために適切な水深を決定した。

流速ベクトルの分布を図 3-12 に示す。スケールアップ構造では、バッフル無しの浮上槽は、LV 6.8 m/hr の場合と LV 11.2 m/hr の場合共に、分離部のほぼ全域が流速の大きな循環流領域になっており、その下側の清澄領域はほとんど形成されていない。小型の浮上槽(図 3-7)において、槽の上部のみが循環流領域になっていて、その下側に清澄領域が形成していたのとは異なる傾向を示している。長さ規模の拡大に伴う慣性力の影響の増大とア

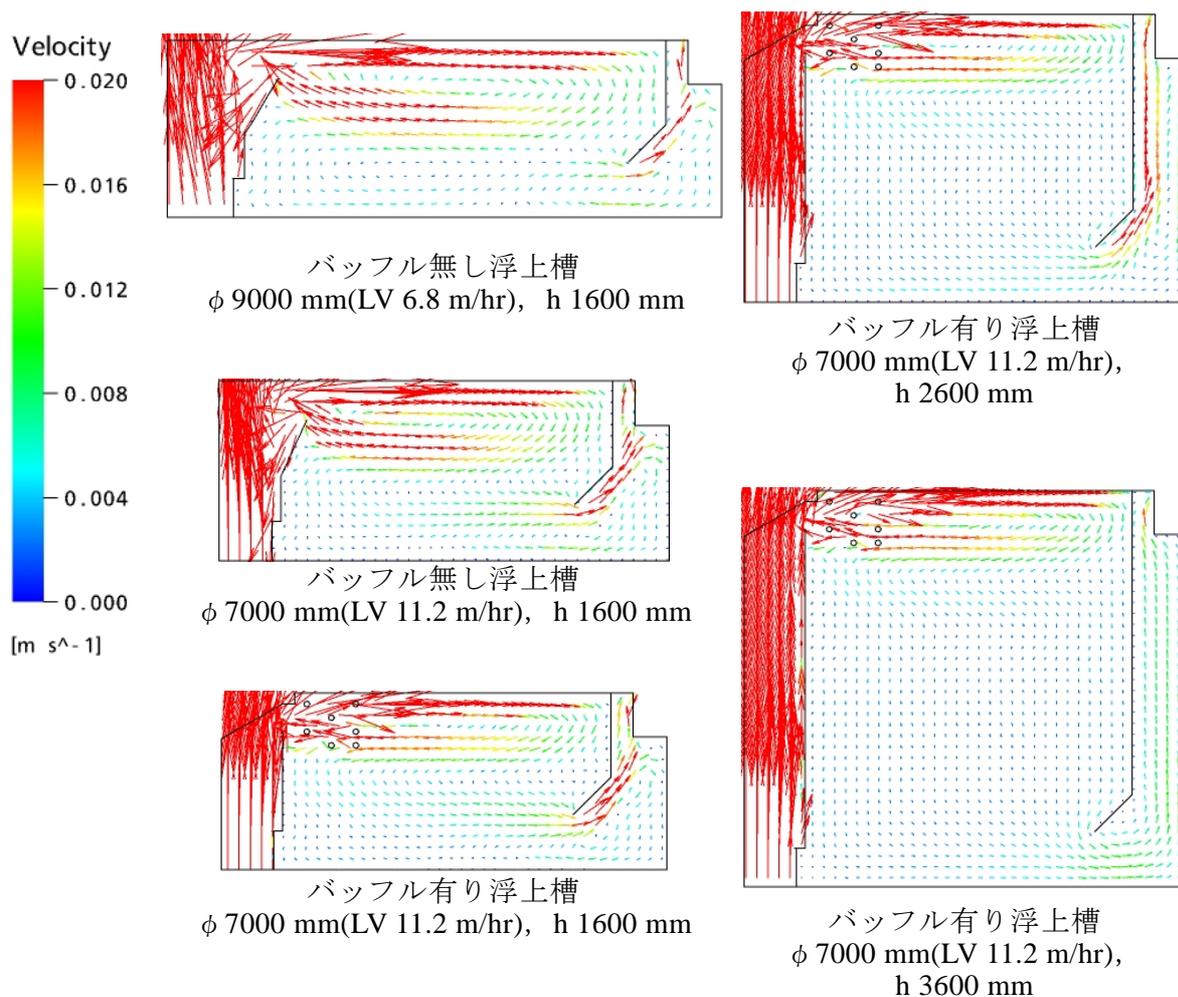


図 3-12 スケールアップ加圧浮上装置の CFD 解析結果(流速のベクトル表示)

スペクト比（縦横比）が小さくなったことが清澄領域の縮小の原因と考えられる．バッフル有り浮上槽(LV 11.2 m/hr , h 1600 mm)では，循環流領域が小さくなり，清澄領域が形成しており，処理性能の向上が期待できる．さらに，深さ h を大きくした構造(h 2600 mm および h 3600 mm)では，循環流領域の大きさは変わらず，その下側の清澄領域の大きさが大きくなっており，さらに処理性能の向上が期待できる．

浮上槽内のフロックの存在比分布を浮上速度が 15 m/hr の場合を例に図 3-13 に図示する．バッフル無しの浮上槽では，循環の下降流に随伴されて流出するフロックが多く存在する．バッフル有り浮上槽(LV 11.2 m/hr , h 1600 mm)では，このフロック随伴が小さくなっており，処理水に流出するフロックの濃度も低くなっている．さらに，水深を大きくした浮上槽においては，清澄領域部でフロックの分離が行われており，処理水側に流出するフロックはかなり少なくなっている．

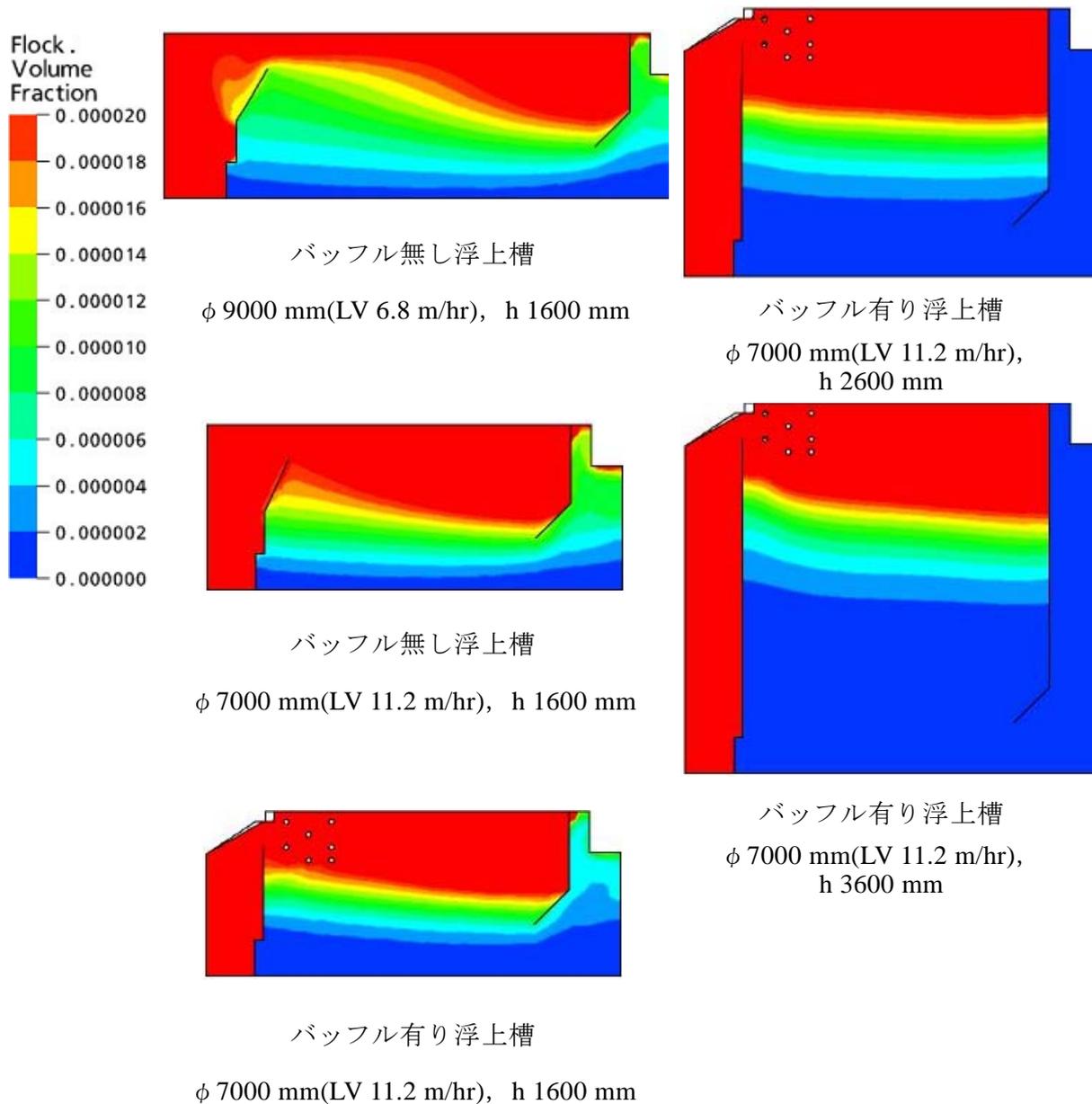


図 3-13 スケールアップ加圧浮上装置の CFD 解析結果(フロクの存在率の分布, フロク浮上速度=15 m/hr)

各浮上槽構造についての気泡付着フロクの上昇速度とフロク流出率の関係を図 3-14 に示す。LV 11.2 m/hr のときの、横流式浮上槽と垂直流式浮上槽の理想流出率も併せて示している。検討した全ての構造において、浮上槽の LV に比べて気泡付着フロクの浮上速度がとても小さい(7.0 m/hr)ときには、大部分といえる 80%程度フロクが処理水と共に流出しており、構造の違いによる大差はない。また、どの浮上槽も、気泡付着フロクの上昇速度の増大に伴い、フロクの流出率は減少している。気泡付着フロクの浮上速度が浮上槽の LV に近い範囲のときに、槽構造によるフロクの流出率の違いが顕著

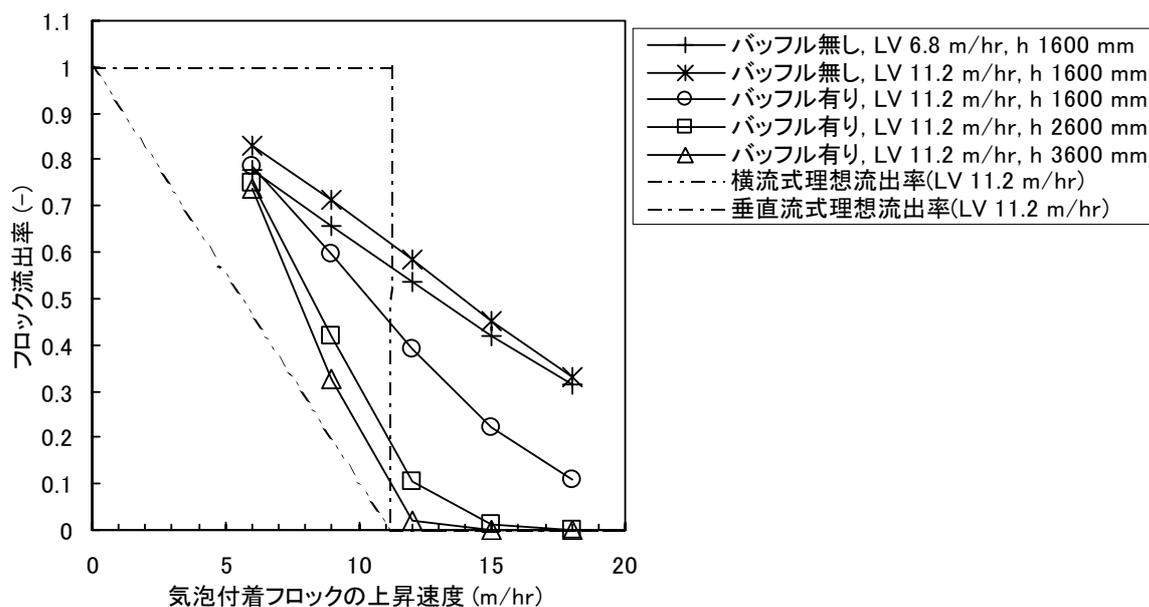


図 3-14 スケールアップ加圧浮上装置の CFD 解析結果(気泡付着フロックの上昇速度とフロック流出率の関係)

となっている。

検討を行った気泡付着フロックの浮上速度範囲において、バツフルの無い LV 6.8 m/hr の浮上槽に比べ、バツフルの有る LV 11.2 m/hr の浮上槽は流出率が低い。このことから、今回の条件では、バツフルは、LV を少なくとも 6.8 m/hr から 11.2 m/hr に 1.6 倍以上高める効果があるといえる。また、液深を 1600 mm から 2600 mm に深くすると大幅に処理水水質が良くなる。2600mm から 3600mm にするとさらに良くなるものの、大きな違いは無い。よって、水深 2600 mm が適当な水深であるといえる。

本検討により、大型の加圧浮上装置においても処理水質の向上のために、バツフル設置が有効であり、LV を大幅に高めることができるものと考えられた。また、浮上槽水深は、処理性能と設置コストや環境負荷の両方に相反する影響を及ぼすが、CFD 解析を用いた検討により、適切な水深を決定することができることを示した。

本検討に基づき構造を決定し設置した加圧浮上装置は、実際の処理において良好な処理性能を発揮している。加圧浮上装置単独ではSS除去が十分でないために、その後段には砂ろ過装置が設置されることが多い。砂ろ過器では、通常、流入原水SSの 50%を除去するものとされる。本章の検討から、バツフル設置や深さ最適化による加圧浮上装置の性能向上により、これ以上の処理水の向上が見込めることから、処理性能上、砂ろ過装置の設置

は不要となる。実際、この加圧浮上設備は後段に砂ろ過設備を設置しておらず、設置スペースの大幅低減や砂ろ過装置の運転に伴うCO₂発生と経費削減に貢献している。

3.4 結言

本章では、バップル設置加圧浮上槽における流れ構造の変化と浮遊物質除去性能の向上を、CFD 解析および実験で検討した結果、以下の結論を得た。

- ・ 気液 2 相流の CFD 解析で、滞留時間分布を精度良くシミュレーションすることができる。
- ・ 浮上槽上部の循環流を抑制することで清澄領域を増やし、浮遊物質除去率を上げることを意図して、流体抵抗を与えるバップルを設置した構造を検討した。流速分布の違いから狙い通りのバップルによる循環流の抑制効果が確認できたといえる。滞留時間分布を表すトレーサー流出曲線において、バップルを設置して循環流を抑制した構造でトレーサーの出現開始時間が遅くなっている。また、流出曲線の中央値が遅い時間になり、短滞留時間流れの大きさを示す指数である SFi 値が小さくなっている。バップル有り構造では、循環流の領域が小さくなり、清澄領域が大きくなったために短い滞留時間で流出する原水の割合が小さくなったと考えられ、フロックが 10% 流出するフロック浮上時間(θ_{10})を 0.38 から 0.5 へ増加させることができる。
- ・ 実際の浮遊物質の除去においても、加圧浮上槽にバップルを設置することで浮遊物質の除去率が 97% から 99% に増加し、流出してしまう浮遊物質濃度を 3 分の 1 に減少させることができた。
- ・ 大型の加圧浮上装置においても処理水質の向上のために、バップル設置が有効であり、LV を大幅に高めることができるものと考えられた。また、浮上槽水深は、処理性能と設置コストや環境負荷の両方に相反する影響を及ぼすが、CFD 解析を用いた検討により、適切な水深を決定することができることを示した。さらに、加圧浮上装置の性能向上は後段の砂ろ過装置の省略といった波及効果も生み出すことができる。

(参考文献)

¹⁾ Hague J., Ta C. T., Biggs M. J. and Sattary J. A.: Small Scale Model for CFD Validation in DAF Application, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 43, No. 8, pp. 167-173, 2001.

²⁾ 竹田宏: 気泡塔内の流動シミュレーションの現状と将来展望, 化学工学シンポジウムシリーズ 77, pp. 3-10, 2003.

³⁾ Ta C. T., Beckley J. and Eades A.: A Multiphase CFD Model of DAF Process, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 43, No. 8, pp. 153-157, 2001.

⁴⁾ Pflieger D., Gomes S., Gilbert N. and Wagner H.-G.: Hydrodynamic Simulations of Laboratory Scale Bubble Columns Fundamental Studies of the Eulerian-Eulerian Modelling Approach, *Chem.*

Eng. Sci., Vol. 54, pp. 5091-5099, 1999.

⁵⁾ Pflieger D. and Becker S.: Modelling and Simulation of the Dynamic Flow Behaviour in a Bubble Column, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 56, pp. 1737-1747, 2001.

⁶⁾ ANSYS: CFX5.7-Flow solver manual, 2004.

⁷⁾ Launder B. E. and Spalding D. B.: *Mathematical Models of Turbulence*, London, GB: Academic Press, 1972.

⁸⁾ Ishii M. and Zuber N.: Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or Particulate Flows, *AIChE J.*, Vol. 25, No. 5, pp. 843-855, 1979.

⁹⁾ Han M. Y., Kim T. I. and Kwak D. G.: Measurement of Bubble Bed Depth in Dissolved Air Flotation Using a Particle Counter, *J. Wat. Sup. Res. Tech. AQUA*, Vol. 58, No. 1, pp. 57-63, 2009.

¹⁰⁾ Kwon S. B., Park N. S., Lee S. J. and Ahn H. W.: Examining the Effect of Length/Width Ratio on the Hydro-Dynamic Behaviour in a DAF System Using CFD and ADV Techniques, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 53, No. 7, pp. 141-149, 2006.

¹¹⁾ Stamou A. I.: Verification and Application of a Mathematical Model for the Assessment of the Effect of Guiding Walls on the Hydraulic Efficiency of Chlorination Tanks, *J. Hydroinformatics*, Vol. 4, pp. 245-254, 2002.

¹²⁾ Li J., Zhang J., Miao J., Ma J. and Dong W.: Application of Computational Fluid Dynamics (CFD) to Ozone Contactor Optimization, *Wat. Sci. Tech. Wat. Sup.*, Vol. 6, No. 4, pp. 9-16, 2006.

¹³⁾ Amato T. and Wicks J.: The Practical Application of Computational Fluid Dynamics to Dissolved Air Flotation, Water Treatment Plant Operation, Design and Development, *J. Wat. Sup. Res. Tech. AQUA*, Vol. 58, No. 1, pp.65-72, 2009.

¹⁴⁾ Stamou A. I. and Noutsopoulos G.: Evaluating the Effect of Inlet Arrangement in Settling Tanks Using the Hydraulic Efficiency Diagram, *Water SA*, Vol. 20, No. 1, pp. 77-83, 1994.

¹⁵⁾ Fair G. M. and George J. C.: *Water Supply and Waste Water Disposal*, John-Wiley, New York, 1954.

¹⁶⁾ 井出哲夫：水処理工学-理論と応用-第2版, pp. 19, 技報堂出版, 2001.

¹⁷⁾ 通商産業省環境立地局：公害防止の技術と法規水質編, pp. 135-136, 丸善, 1995.

¹⁸⁾ 久保田宏, 関沢恒男：反応工学概論初版, pp. 201-206, 日刊工業新聞社, 1972.

¹⁹⁾ Lundh M, Joensson L. and Dahlquist J.: The Flow Structure in the Separation Zone of a DAF Pilot Plant and the Relation with Bubble Concentration, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 43, No. 8, pp. 185-194, 2001.

²⁰⁾ 丹保憲仁, 松井佳彦, 福士憲一:加圧浮上法の微気ほう付着過程の解析 溶解空気浮上法の基礎的研究 V, 水道協会雑誌, Vol. 54, No. 7, pp. 2-11, 1985.

第4章 嫌気性消化槽の混合検討

4.1 緒言

活性汚泥装置から引き抜かれた余剰汚泥は、多くの場合、嫌気性消化法により、安定化と減量が行われる。処理性能を発揮するためには、嫌気性消化槽内を均一に混合することが重要である^{1),2)}。この検討のために、従来からの実験的な方法^{3),4)}に加え、近年は、CFD解析を用いた検討も行われている。しかしながら、報告されているCFD解析を用いた嫌気性消化槽の混合は、合成粘性物質⁵⁾や机上規模装置^{6),7)}を対象として、死領域、混合強度および短絡流などの観点から研究がなされているものの、実際の嫌気性消化汚泥の粘性を用いて、実装置規模の嫌気性消化槽を対象として検討を行った例は無い。また、混合に要する時間について検討を行った報告もない。

原泥投入後、混合が終わらないうちに次の投入を行うと、入口と出口の配置によっては、前回投入したばかりの汚泥が短い滞留時間で系外に出てしまうために、消化率が減少してしまう。また逆に、均一化が完了した後も攪拌を継続することはエネルギーの無駄である。このため、均一化のための必要混合時間の定量化が重要である。

また、攪拌混合には汚泥のレオロジー特性が大きな影響を及ぼすため、混合の検討にはこれを的確に把握する必要があるが、近年技術的改善が進んでいる高温高濃度嫌気性消化⁸⁾の混合検討については、高温消化の汚泥に関して、比較的高濃度の領域、かつ、高温消化の温度域における調査例は無く、さらに中温消化の汚泥と比較検討した報告もない。

これらの背景から、本章では、第一に、中温と高温の嫌気性消化汚泥のレオロジー特性を明らかにした。中温と高温の嫌気性消化汚泥の粘性を比較検証するために、同一の下水汚泥を基質として温度以外の条件が完全に等しい2系列で中温嫌気性消化槽と高温嫌気性消化槽を運転し、両消化汚泥の粘性特性の違いを明確化した。これは処理施設で嫌気性消化プロセスを中温条件から高温条件に変更する際に、汚泥の粘性変化に伴う攪拌装置の改造や運転条件の変更を考察しやすくすることを意図したものである。次に、ここで明らかにされたレオロジー特性方程式を組み入れたCFDモデルを構築し、嫌気性消化槽の均一化時間の定量化に焦点をあてた混合の検討を行った。

これらの検討の結果、攪拌機械の運転時間最適化により、無駄な攪拌動力が減る等、環境負荷低減への方向性を示した。

4.2 方法

(1) 中温と高温の嫌気性消化汚泥のレオロジー特性の測定

① 汚泥の調整

本章では、温度以外の条件は完全に等しい2系列の嫌気性消化試験装置を運転して、中温と高温の消化汚泥を得ることで、中温と高温の汚泥の粘性を比較できるものとした。この試験装置を模式的に図 4-1 に示す。試験装置は、有効容積 0.915 m^3 の嫌気性消化槽および遠心濃縮による固液分離装置等から構成される。嫌気性消化槽の運転温度は、高温条件の装置（以下、高温系と記す）では $50 - 53^\circ\text{C}$ 、中温条件の装置（以下、中温系と記す）では $33 - 35^\circ\text{C}$ にそれぞれ保った。

高温系の種汚泥は高温嫌気性消化プロセスが行われているM下水処理施設から採取し、中温系の種汚泥はT下水処理施設の中温の嫌気性消化施設から採取した。それぞれの嫌気性消化槽にT下水処理施設の加圧浮上濃縮装置から採取した濃縮余剰汚泥(濃度 35 g/L 、TVS/TS比 $0.82-0.84$)を 38 L/day の負荷(容積負荷 $1.5 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$)で投入しHRTを 24 day に制御した。嫌気性消化槽からオーバーフローした汚泥に微量の高分子凝集剤を添加し、遠心濃縮機による固液分離処理を行い、濃縮汚泥を嫌気性消化槽に返送し、槽の汚泥濃度を約 70 kg/m^3 に維持した。これは、濃縮によって固形物濃度を高めることにより、高濃度嫌気性消化の汚泥粘性を測定するためである。この濃縮時に添加する高分子凝集剤については、滞留時間 30 日間の実験系において消化反応や粘性に及ぼす影響は顕著に現れないことが報告されており⁹⁾、この理由の一つとしては嫌気性消化で生物的に分解する⁹⁾ことなどが考えられている。このことから本実験において濃縮時に添加する高分子凝集剤が汚泥粘性に与える影響はほぼ無視できると考えられる。

高温系と中温系の2系列の嫌気性消化槽を5ヶ月間運転して種汚泥の影響が無視できる状態にしてから、それぞれの嫌気性消化槽から汚泥を採取した。汚泥のTVS/SS比は 0.6

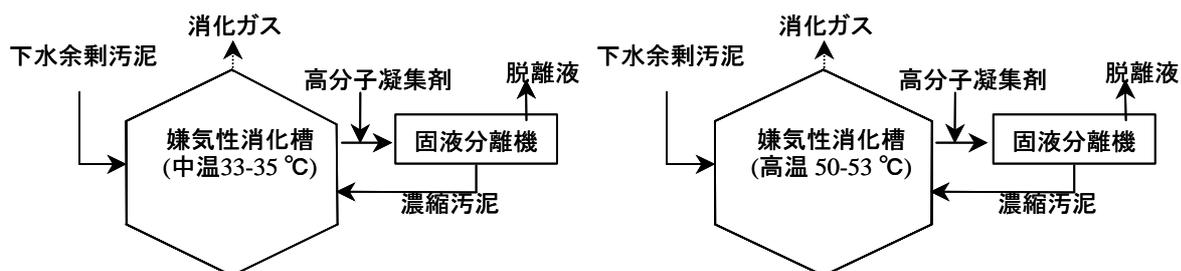


図 4-1 中温と高温の汚泥を準備するための嫌気性消化槽試験機

であり，レーザ回折式粒度分布測定装置(島津製作所製 SALD-7000) による平均粒径の測定結果は，中温消化汚泥は 32 μm ，高温消化汚泥は 20 μm であった．予備試験として，遠心濃縮の脱離液で希釈した汚泥と水道水で希釈した汚泥の粘性を比較したところ，擬塑性流体の粘性パラメータ（構造粘度指数 n および擬塑性粘度 μ_p ）の値は両者で差が無かった．このことから希釈液として実験操作が簡便な水道水を使うことができるものと判断し，消化汚泥を水道水で希釈して汚泥濃度を段階的に変えた粘性測定用の試料を得た．測定に用いた汚泥濃度を表 4-1 に示した．

② 汚泥の粘性パラメータ

一般の生物汚泥は，擬塑性流体の特性を有することが報告されている^{10)・15)}．また，擬塑性流体の粘性パラメータ(n および μ_p)は，生物汚泥の濃度で表現できることが指摘されている^{10), 16), 17)}．そこで，汚泥濃度に対する n と μ_p の関係を高温消化汚泥と中温消化汚泥についてそれぞれ調べれば，両者の特性の違いを定量的に比較できると考えられる．擬塑性流体のレオロジー方程式を(4-1)式に，粘性パラメータである構造粘度指数(n)および擬塑性粘度(μ_p)と汚泥濃度の関係式^{10), 16), 17)}を(4-2)と(4-3)式にそれぞれ示す．

$$\tau = \mu_p \left(-\frac{dv}{dy} \right)^n \quad (n < 1) \quad (4-1)$$

$$n = a \cdot \exp(b \cdot X) \quad (4-2)$$

$$\mu_p = c \cdot \exp(d \cdot X) \quad (4-3)$$

ここで， τ : 剪断応力(Pa)， μ_p : 擬塑性粘度(Pa sⁿ)， n : 構造粘度指数(-)， $(-dv/dy)$: 剪断速度(s⁻¹)， a, b, c, d : n についての定数(-)， c, d : μ_p についての定数(Pa sⁿ)， X : 汚泥濃度(g/L)である．

粘性パラメータの測定は，Murakamiら¹⁰⁾や遠藤ら¹³⁾の方法に従い，図 4-2 に示した管型測定装置によって行った．この装置は円管内を移動する汚泥の平均流速(V_m)と圧力損失(ΔP)の関係を求めるものである．循環の流量が低く管内を流れる平均流速が小さい条件では汚泥の流れは層流状態を呈する．この状態での V_m と ΔP の関係から(4-4)式に従って粘性パ

表 4-1 粘性測定試験のための汚泥濃度

	汚泥濃度 (g/L)
中温嫌気性消化汚泥	72, 66, 63, 57, 55, 53, 49, 39, 19
高温嫌気性消化汚泥	67, 59, 48, 37, 35, 27

ラメータを算出¹⁸⁾した。

$$\frac{\Delta P}{L} = 2^{n+2} \left(\frac{n}{3n+1} \right)^n \frac{\mu_p V_m^n}{D^{n+1}} \quad (4-4)$$

ここで、 ΔP : 圧力損失 (Pa), L : 長さ (m), V_m : 平均流速 (m/sec), D : パイプ内径 (m)である。

この測定装置は、直径 16 mm の硬質 PVC 製パイプ、差圧計(測定範囲 50 kPa)、インバーター制御流量可変型定量ポンプ、電磁流量計および恒温装置から構成される。ポンプにより管路内の汚泥を循環し、2.5 m の助走区間後の 1 m の区間の圧力差を測定した。それぞれの消化汚泥の温度は、ヒーターによって嫌気性消化槽と同じに保った。

表 4-1 に示した消化汚泥のうち、汚泥濃度 19 g/L, 49 g/L および 72 g/L の中温消化汚泥を用いて得られた平均流速(V_m)と単位長さ当りの圧力損失($\Delta P/L$)の測定結果(図 4-3)をもとに、粘性パラメータの測定方法を説明する。汚泥濃度が低い条件(19 g/L)では、 $\Delta P/L$ のプロットは流速 $V_m=0.7$ m/sec で屈曲点を示し、これより低い流速では、直線の傾きは 1 より小さい 0.58 を示した。このことからこの汚泥は V_m が 0.7 m/sec より低い条件で層流状態を呈するものと判断した。また、屈曲点よりも流速が速い範囲では直線の傾きは乱流を示す 1.6 が得られた。水道水を用いた実験では測定した全流速範囲で傾きが 1 よりも大きく乱流状態を呈した。汚泥濃度が高い 2 条件(49 g/L, 72 g/L)では、どのプロットもそれぞれひとつの直線上に表され、これらの傾きは 1 より小さかった。このことから、これらの汚泥は測定の全ての範囲で層流状態を呈すると判断された。このようにしてグラフの傾きが 1 より小さい層流の範囲における測定結果から(4-4)式を使って汚泥の μ_p と n を求めた。

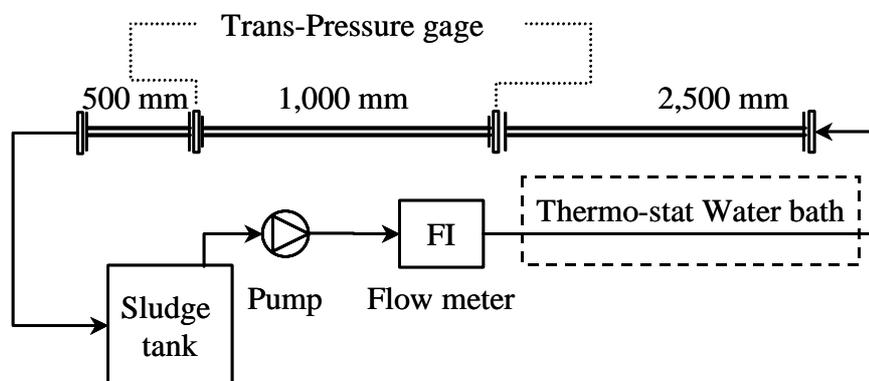


図 4-2 循環管型の汚泥粘性測定装置

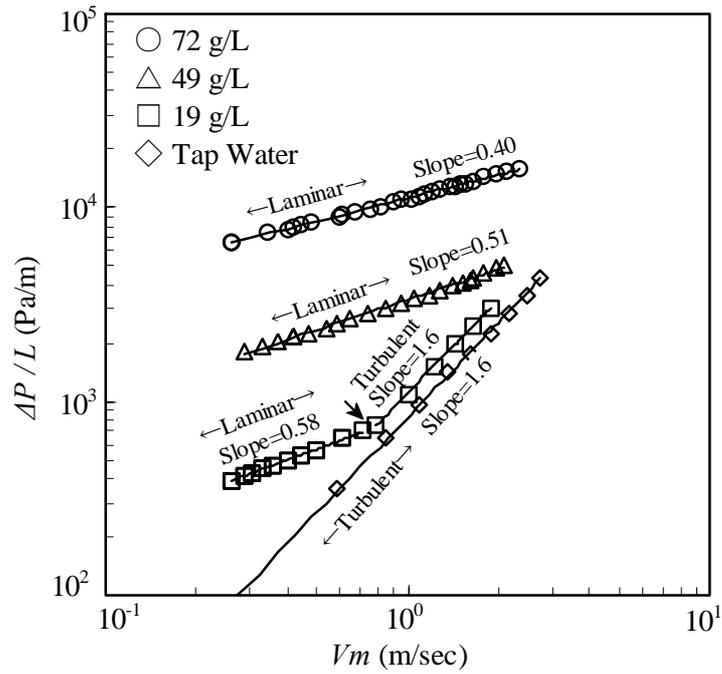


図 4-3 粘性パラメータ(μ_p 及び n)の決定のための測定データ例

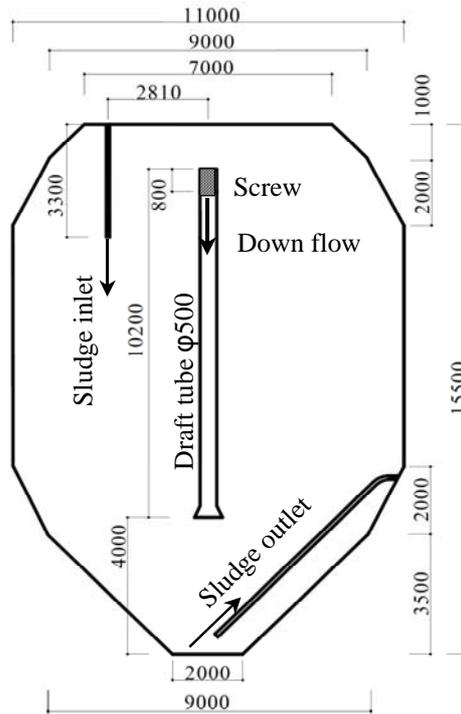


図 4-4 混合を検討した嫌気性消化槽の構造

(2) 嫌気性消化槽の混合均一化時間の把握

① 混合を検討した嫌気性消化槽

本章では、H浄化センターで操作中の嫌気性消化槽の混合を検討対象とした。槽形状の

詳細を図 4-4 に示す。ここでは、中温の嫌気性消化が行われており、汚泥濃度は 63 g/L である。消化槽容積は 1100 m³ であり、槽内にはドラフトチューブ型の機械攪拌装置が装備されている。ドラフトチューブのスクリューが下降流を作り、消化槽内に循環流を形成させる。

② トレーサー試験

トレーサー試験を実施して嫌気性消化槽の混合状態を測定し、これを用いて、CFD解析による計算の精度を確認した。トレーサー物質としてはリチウムイオンを使用した。濃度 40% の塩化リチウム溶液 100 kg を混合生汚泥と共に嫌気消化槽へ投入した。投入流量は 100 m³/hr, 投入時間は 10 min であり、トレーサー投入後混合を開始した。槽の出口部の消化汚泥を採取し、試料中のリチウムイオン濃度を原子吸光光度法によって測定した。

試験と同一条件で CFD 解析を行い、両方のトレーサー応答曲線を比較した。

③ CFD 解析モデルと解析方法

消化槽内の流動状態を解析するために均一流体の単相流モデルを採用した。多くの既往の研究^{10), 16), 19)-21)}と同様、嫌気性消化汚泥を汚泥粒子が均一に含む混合流体として扱った。支配方程式は式(4-5)式および (4-6)式に示す連続式と運動量保存式である。

$$\frac{\partial u_i}{\partial x_i} = 0 \quad (4-5)$$

$$\rho \left(\frac{\partial u_i}{\partial t} + u_j \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) = -\frac{\partial P}{\partial x_j} + \mu_a \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) + B_i \quad (4-6)$$

ここで、 u_i : 流速(m/s), ρ : 密度(kg/m³), P : 圧力 (Pa), μ_a : 見かけ粘度(Pa s)である。 B_i : は攪拌スクリューによる体積力(N/m³)であり、式(4-7)で定義する。

$$B_i = \frac{R_i}{V_s} \quad (4-7)$$

ここで、 R_i : スクリューの反力(N), V_s : モデル化したスクリューの体積 (m³)である。

トレーサーの流れをモデル化するために、スカラーの移動方程式をシミュレーションモデルに追加した((4-8)式)。

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + u_j \frac{\partial \phi}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(D_\phi \frac{\partial \phi}{\partial x_j} \right) \quad (4-8)$$

ここで、 Φ : トレーサー濃度(kg/m³), D_ϕ : トレーサーの拡散係数(m²/s)である。

一般に生物汚泥は、擬塑性流体の特性を有すると考えられており、擬塑性流体のレオロジー方程式は(4-9)式で表すことができる^{10), 13), 21) - 24)}。

$$\tau = \mu_p \left(-\frac{dv}{dy} \right)^n \quad (n < 1) \quad (4-9)$$

非ニュートン流体では、見かけ粘度(μ_a)は剪断速度の関数となり、(4-10)式で表すことができる。

$$\mu_a = \mu_p \left(-\frac{dv}{dy} \right)^{n-1} \quad (4-10)$$

嫌気性消化槽内のレイノルズ数が低いという想定に基づき、層流モデルとした。本章の標準的な運転条件下において、(4-11)式^{19), 25)}から計算されるレイノルズ数(Re_p)は0.34である。

$$Re_p = \frac{\rho V_a^{2-n} D_a^n}{\mu_p \left(0.75 + 0.25 \frac{1}{n} \right)^n 8^{n-1}} \quad (4-11)$$

$$V_a = \frac{4Q}{\pi D_a^2} \quad (4-12)$$

ここで、 V_a : 嫌気性消化槽内の代表流速(m/sec), D_a : 嫌気性消化槽の代表径 (m), Q : スクリューから吐出される流量(m³/s)である。

嫌気性消化槽の解析構造は、ANSYS Design Modeler およびANSYS CFX-mesh を使って作成した。CFD解析モデルの作成と計算にはCFX 5.7 を使った。解析構造は3次元のテトラメッシュ (エレメント数約 10,000) とした。壁面条件は、槽壁およびドラフトチューブ壁はnon-slip条件とし、水面はslip条件とした。計算システムは、Pentium M PC (1700 MHz) を使用した。流体解析は、異なる4種の汚泥濃度(0, 19, 63 および 72 kg/m³)で実施した。ドラフトチューブ内の機械攪拌機をモデル化するため、(4-7)式の反力(R_i)を設定した。(4-6)式で与えた体積力によってドラフトチューブ内に下降流が発生する。1日当たり循環回数(N)を(4-13)式で定義した。

$$N = \frac{24 \cdot 3600 Q}{V} = \frac{24}{T_R} \quad (4-13)$$

ここで、 V : 嫌気性消化槽の容積(m³), T_R : 循環時間(hr)である。1日当たり循環回数(N)については、好ましい攪拌として、8 day⁻¹以上と考えられている²⁶⁾。各々の汚泥濃度につ

いて反力(R_i)と汚泥流量(Q)の関係を予め計算しておき、1日当たり循環回数(N) = 8, 14, 19 および 24 day⁻¹について、トレーサーの混合を検討した。消化槽の入口からトレーサーを投入した後、攪拌を開始し、一定時間間隔毎の計算結果を使って混合状態の解析を行った。

④ 均一性の評価

混合装置における均一性を定量化するために多くの研究者によって統計学的手法が用いられている²⁷⁾⁻³²⁾。本章では、消化槽内の混合の経過を評価するために、トレーサー濃度の空間的分布の時間変化を用いた。混合の経過を一つの指標を用いて特徴付けるために、均一性指標(UI : Uniformity Index)を統計学的パラメータであるRMD(Relative Mean Deviation, 比平均偏差)を用いて定義した((4-14) - (4-16)式)。

$$UI = RMD = \frac{\sum_{i=1}^m \{|C_i - C'| \cdot V_i\}}{VC} \quad (4-14)$$

$$V = \sum_{i=1}^m V_i \quad (4-15)$$

$$C' = \frac{\sum_{i=1}^m C_i \cdot V_i}{V} \quad (4-16)$$

ここで、 UI : 均一性指数(-), C_i : 局所的トレーサー濃度 (kg/m³), C' : 消化槽内平均トレーサー濃度(kg/m³), V_i : 流体解析のための微小体積(m³), V : 嫌気性消化槽体積(m³)である。

定義から UI は0-2の範囲の値をとる。 UI の最大値($UI_{MAX} = 2$)は、トレーサーが極限的に微量な領域($V_{i=1}$)内に存在するときに計算される ((4-17)式)。トレーサーが投入された直後がこの状態に相当し、この値は混合の進行と共に減少する。 UI の最小値($UI_{MIN} = 0$)は、消化槽内にトレーサーが均一に存在し、すべての領域において、 $C_i = C'$ となったときに計算される((4-18)式)。

$$UI_{MAX} = \frac{\sum_{i=1}^1 \left| \frac{V}{V_i} \cdot C' - C' \right| \cdot V_i}{C' \cdot V} + \frac{\sum_{i=2}^m |0 - C'| \cdot V_i}{C' \cdot V} \quad (4-17)$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{C \cdot V - C \cdot V_1}{C \cdot V} + \frac{C \cdot V - C \cdot V_1}{C \cdot V} \\
&= \frac{2 \cdot (V - V_1)}{V} \\
&\cong 2 \quad (V \gg V_1) \\
UI_{MIN} &= \frac{\sum_{i=1}^m |C' - C| \cdot V_i}{C \cdot V} \\
&= 0
\end{aligned} \tag{4-18}$$

4.3 結果と考察

(1) 嫌気性消化汚泥のレオロジー特性の測定

① 中温および高温消化汚泥の構造粘度指数(n)

中温系および高温系の汚泥について、汚泥濃度と構造粘度指数(n)の関係を図 4-6 に示す。中温系の汚泥は実験範囲である汚泥濃度 19 g/L - 72 g/L の範囲で、汚泥濃度と n の対数が直線関係を示した。汚泥濃度と n の関係については、4 - 10 g/L の臨界濃度を境に、 n が急に変化して低濃度側で 1 に近づくことが報告されている^{13), 14), 33)}。このことは汚泥の粘性特性がこの臨界濃度を境に擬塑性流体($n < 1$)からニュートン流体($n = 1$)に変化することを意味する。既往の研究による中温消化汚泥におけるこの臨界濃度^{13), 14), 33)} (4 g/L - 10 g/L) を図 4-6 に点線で図示した。

一方、本章において高温系汚泥はニュートン流体と擬塑性流体の臨界濃度は約 40 g/L となり、中温消化汚泥に比べて数倍高い値が得られた。この高温消化汚泥の臨界濃度を図 4-6 に図示した。また、高濃度で擬塑性流体に変わった後の構造粘度指数(n)は高温消化汚泥と中温消化汚泥でほぼ等しく、汚泥濃度に対してほぼ同一の直線上にプロットされた。この汚泥濃度と構造粘度指数(n)の関係式(式(4-2))の係数 a は、中温消化汚泥では $a = 0.68(-)$ 、高温消化汚泥では $a = 0.66(-)$ となり、ほぼ等しい値になった。係数 b についても、中温消化汚泥と高温消化汚泥共に $b = 0.0069(-)$ となり、等しい値になった。

② 中温および高温消化汚泥の擬塑性粘度(μ_p)

中温系および高温系の汚泥について、汚泥濃度と擬塑性粘度(μ_p)の関係を求めた結果を図 4-5 に示す。中温消化の汚泥について、実験範囲である汚泥濃度 19 g/L - 72 g/L の範囲で、汚泥濃度と μ_p の対数は直線関係を示した。一方、高温消化汚泥は、ニュートン流体と擬塑性流体の臨界濃度($X = 40$ g/L)を境に、 μ_p が急激に変化した。このため汚泥濃度と μ_p の対数の関係は汚泥濃度 40 g/L を境に濃い側と薄い側で 2 種類の直線によって表された。

汚泥濃度が 40 g/L 以上の高濃度条件では高温消化汚泥の μ_p は中温消化汚泥の約半分であった。汚泥濃度と擬塑性粘度(μ_p)の関係式(式(4-3))の係数 c は、中温消化汚泥では $c = 0.0184$ (Pa sⁿ)、高温消化汚泥では $c = 0.0095$ (Pa sⁿ) となり、高温消化汚泥は中温消化汚泥に比べ約 1/2 の値になった。直線の傾きを表す係数 d は、中温消化汚泥では $d = 0.071(-)$ 、高温消化汚泥では $d = 0.070(-)$ となり、ほぼ等しい値になった。

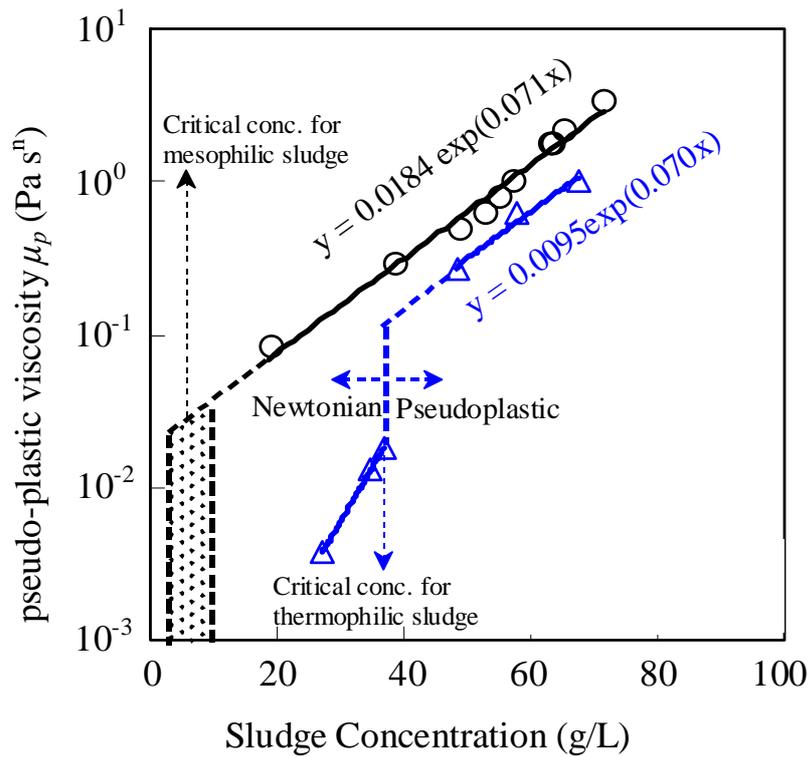


図 4-5 中温および高温の嫌気性消化汚泥の汚泥濃度と擬塑性粘度(μ_p)の関係

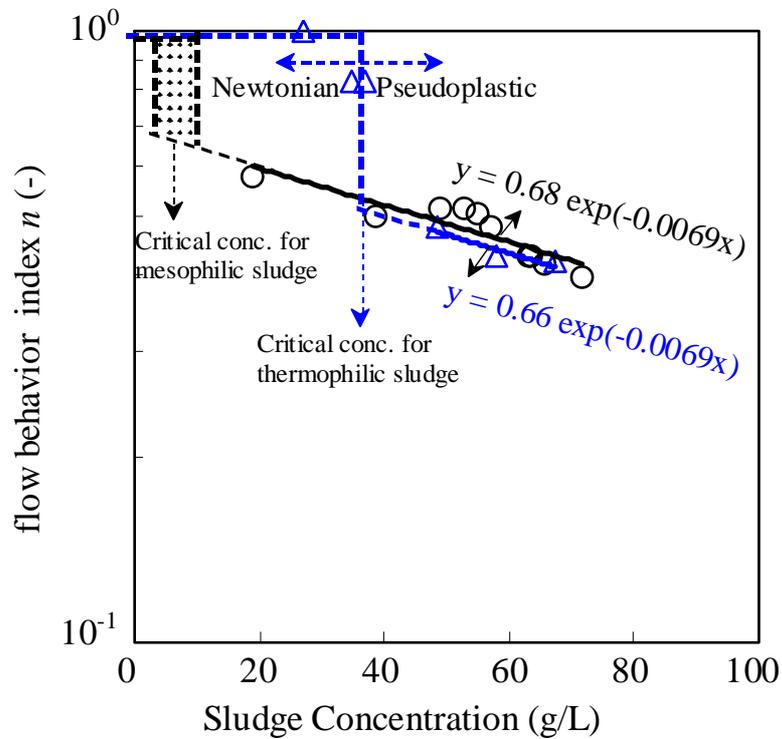


図 4-6 中温および高温の嫌気性消化汚泥の汚泥濃度と構造粘度指数(n)の関係

汚泥濃度が 40 g/L以上の高濃度条件では高温消化汚泥と中温消化汚泥で n の値はほぼ等しいものの、高温消化汚泥の μ_p は中温消化汚泥の約 1/2 であるため、見かけの粘度は高温消化汚泥では中温消化汚泥のおよそ半分になる。

③ 汚泥粘度から見た高温消化で可能な汚泥濃度

図 4-6および図 4-5に示したように中温と高温の消化汚泥の粘性特性は大きく異なった。このことから、中温消化汚泥のデータをもとに高温消化プロセスの嫌気性消化槽の攪拌混合を検討することは適切でないと考えられる。

高温消化汚泥は、汚泥濃度が 40 g/L 以上の高濃度条件では、同濃度の中温消化汚泥に比べ、粘度が約半分になるため、高濃度消化に起因するアンモニア阻害のような生物学的な制限を別にすれば、より濃度の高い条件でもリアクターを運転可能である。そこで、処理施設で嫌気性消化プロセスを中温条件から高温条件に変更する際に、汚泥の粘性変化に伴う攪拌装置の改造や運転条件の変更を考察しやすくすることを意図し、中温消化性汚泥と同じ粘度となる高温消化性汚泥の濃度を求めた。上で得られた結果をもとに、中温消化汚泥と同じ粘度を示す高温消化汚泥の濃度を図 4-7に整理した。

同じ粘度になる汚泥濃度は高温消化汚泥の方が中温消化汚泥よりも 10 g/L ほど高い。よ

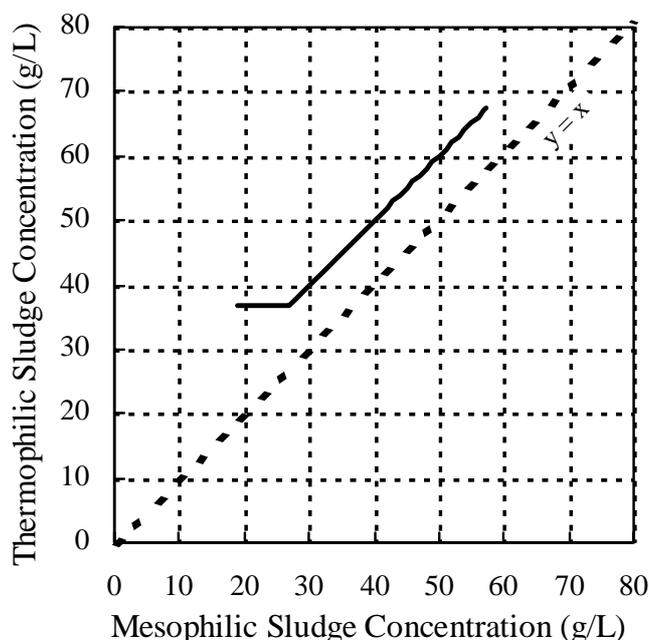


図 4-7 中温嫌気性消化汚泥と同一粘度になる高温嫌気性消化汚泥濃度

って、通常の高濃度消化の条件(汚泥濃度> 30 g/L)で運転している中温消化の嫌気性消化槽は、高温消化に切り替えることによって、攪拌機のモーター容量を増強することなく、約 10 g/L の濃度を高めた運転が可能である。また、同じ濃度以下であれば、切り替える前よりも少ない投入動力で汚泥を攪拌混合することができると考えられる。

④ 中温と高温消化汚泥の粘性の違いの要因

固形物を含む懸濁液では、懸濁物質の濃度、懸濁物質間の相互作用や液の粘度等が懸濁混合液の粘性に影響を与える。この中で粘度の温度依存性については、擬塑性流体について、ニュートン流体特性をもつ均一流体と同様に、(4-19)式に示す関係が成り立つことが実験的に確認されている³⁴⁾。

$$\mu_p = A \cdot \exp(-B/T) \quad (4-19)$$

ここで、 A : 係数(-), B : 係数 (-), T : 温度 (K)である。

この式は液温の低下に伴い擬塑性粘性係数(μ_p)が指数的に増加することを示す。そこで中温消化汚泥に比べて高温消化汚泥の粘性が低い原因について温度の影響を把握するために、高温消化汚泥を冷やして粘性パラメータを中温消化汚泥と比較する追加実験を行った。その結果を図 4-8 に示す。

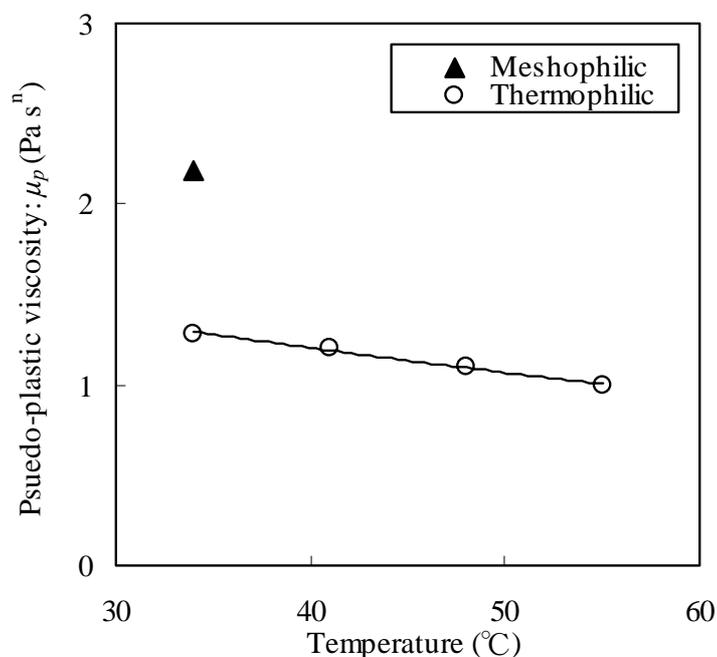


図 4-8 汚泥($X = 67$ g/L)の粘性に対する温度の影響

高温消化汚泥の μ_p は温度の低下に従ってわずかに増加するものの、中温条件(32°C)まで冷却しても $\mu_p = 1.3$ (Pa sⁿ)に留まり、中温消化汚泥の消化汚泥の $\mu_p = 2.2$ (Pa sⁿ)よりも明らかに小さかった。したがって、高温消化汚泥の粘性が中温消化汚泥より低くなる現象には、水温よりも汚泥固形物の物性自体が強く影響していることがわかった。

一方、高温消化汚泥はニュートン流体から擬塑性流体に変化する臨界濃度が高く、中温消化汚泥に比べ高濃度での粘度が低かった。ニュートン流体から擬塑性流体へ変化は粒子間の相互作用が大きくなることで生じることから、この臨界濃度が高いことは粒子間の相互作用が弱いことを示している。また、同じ濃度での粘度が低いこともまた粒子間の相互作用が弱いことを示している。

この粘性の違いの原因の一つには、消化汚泥の微生物叢の違いに伴う固形物性状の違いが影響していると考えられる。本章の高温と中温の消化汚泥の平均粒径はそれぞれ 20 μ m および 32 μ mであった。平均粒径の違いが粘度の違いとなる一因となっている可能性がある。更に、平均粒子径以外に汚泥粘性に影響を与える固形物性状としては、体積濃度、粒径分布、表面電荷、形状および粘着力など^{35), 36), 37)}が考えられる。これらの影響について検討し、 n および μ_p の実験式に反映することは今後の課題である。

本章で得られた消化汚泥の粘性パラメータと既往の経験式を表 4-2 に整理した。それぞれ著者によって近似式が異なっており、固形物性状もほとんど記述していないものが多いため比較は困難であるものの、著しいものは μ_p が 1 桁程度以上異なっている。これは、上述のように経験式で用いられている汚泥の濃度以外に、粘性パラメータに強く影響を与える因子が存在する可能性を示唆している。

表 4-2 本章で得られた消化汚泥の粘性パラメータ測定式と既往の測定式

Reference	Viscosity model	Empirical equation	Viscometer	Sludge concentration (g/L)	Temp. (°C)
This study	P	Mesophilic sludge $\mu_p = 0.018 \cdot \exp(0.071 \cdot X)$, $n = 0.68 \cdot \exp(-0.0069 \cdot X)$	Pipe	19 - 72	33 - 35
		Thermophilic sludge $\mu_p = 0.0095 \cdot \exp(0.070 \cdot X)$, $n = 0.66 \cdot \exp(-0.0069 \cdot X)$	Pipe	48 - 67	50 - 53
Murakami, 2001 ¹⁷⁾	P	$\mu_p = 0.041 \cdot \exp(0.0959 \cdot X)$, $n = 0.521 \cdot \exp(-0.0102 \cdot X)$	Rotational	10.5 - 44.2	20
		$\mu_p = 0.104 \cdot \exp(0.0959 \cdot X)$, $n = 0.322 \cdot \exp(-0.0178 \cdot X)$	Pipe	10.5 - 44.2	20
Moeller, 1997 ¹⁴⁾	P	$\mu_p = 0.2758$, $n = 0.4268$	Rotational	10.5	Not available
遠藤, 1980 ¹³⁾	P	$\mu_p = 6.16 \cdot 10^{-5} \cdot X^{1.76}$, $n = 2.27 \cdot X^{-0.329}$	Pipe	4 - 30	20 - 30
松原, 1993 ¹⁴⁾	P	$\mu_p = 5.19 \cdot 10^{-5} \cdot X^{2.87}$, $n = 2.03 \cdot X^{-0.473}$	Rotational	6.5 - 16	10 - 36
	B	$\tau_B = 0.00135 \cdot X^{2.32}$, $\eta_B = 0.000247 \cdot X^{1.32}$	Rotational	6.5 - 16	10 - 36
Lottio, 1997 ¹¹⁾	P	$\mu_p = (-0.0024X - 0.0358)X + 0.021$ $n = (0.00011X - 0.0163)X - 0.876$	Rotational	12 - 76	20
	B	$\mu_p = 3.43 \cdot 10^{-5} \cdot X^{2.399}$, $n = 2.397 \cdot X^{-0.483}$ $\tau_B = (-0.000003X + 0.00099)X - 0.01$ $\eta_B = (0.00416X + 0.2406)X - 3.845$ $\tau_B = 0.000175 \cdot X^{1.302}$, $\eta_B = 0.0126 \cdot X^{1.856}$			
Slattter, 1997 ³⁸⁾	Y	$\tau_y = 13400 \frac{X^3}{0.425 - X}$, $\eta_y = \mu_w \left(1 - \frac{X}{0.425}\right)^{-35.3}$ $m = -0.0000156X^2 - 0.00459X + 1$	Rotational	31.7, 46.4, 66.2	35

P: Pseudoplastic; $\tau = \mu_p \left(\frac{du}{dy}\right)^n$, B: Bingham Plastics; $\tau = \tau_B + \eta_B \left(\frac{du}{dy}\right)$, Y: Yield Pseudoplastic; $\tau = \tau_y + \eta_y \left(\frac{du}{dy}\right)^m$

where, τ_B : yield stress for Bingham Plastics model (Pa), η_B : plastic viscosity for Bingham Plastics model (Pa s), τ_y : yield stress for Yield Pseudoplastic model (Pa), η_y : plastic viscosity for Yield Pseudoplastic model (Pa sⁿ), m : yield stress for Bingham Plastics model (Pa), μ_w : viscosity of water (Pa s)

(2) 嫌気性消化槽の混合均一化時間の把握

① 実験と CFD 解析のトレーサー応答曲線の比較

トレーサー応答曲線の実験結果を図 4-9 に示す。混合を開始してすぐに高い濃度のトレーサーが出口部において検出された。その後、トレーサー濃度は増減しながら最終濃度に近づいた。トレーサー濃度の増減は、消化槽内にドラフトチューブを通じての循環流が存在することを示している³⁹⁾。濃度の頂点の時間間隔から、循環時間(T_R)を算出したところ、最初の頂上から次の頂上までの所要時間は 1.25 hr であった。この時間間隔から内部循環時間(T_R)は、1.25 hr と考えられた。このとき 1 日当たり循環回数(N)は、 19 day^{-1} となる。

次に、当該汚泥濃度(63 g/L)の中温嫌気性消化汚泥の粘性特性パラメータ(図 4-6 および図 4-5)を(4-10)式の入力値として設定し CFD 解析を実施した。また、トレーサー試験により求めた 1 日当たり循環回数(N)から汚泥吐出量 Q を設定した。CFD 解析によるトレーサー応答曲線を図 4-9 に合わせて示す。解析によるトレーサー応答曲線は、実験結果のトレーサー濃度の増減挙動および一定になる時間をよく再現している。

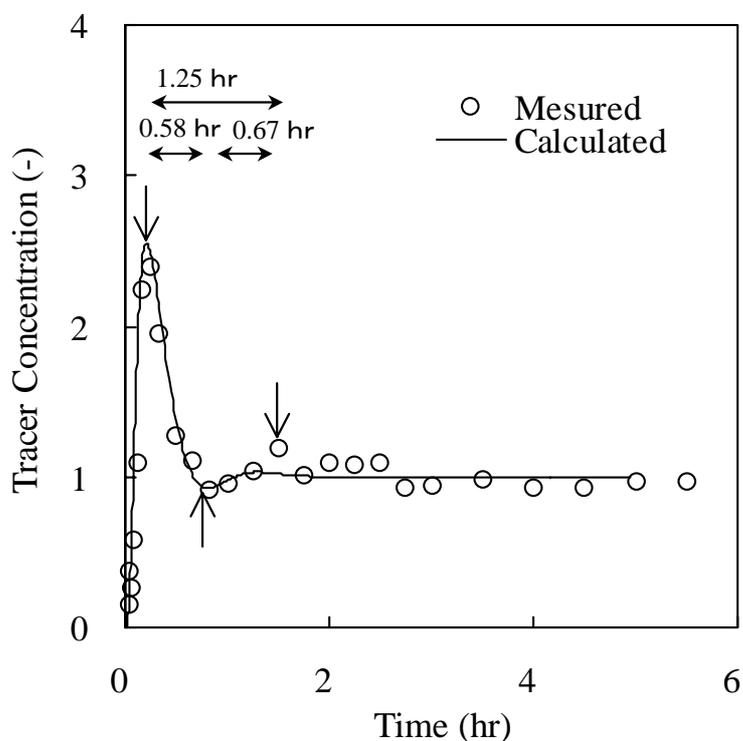


図 4-9 実験と CFD 解析によるトレーサー応答曲線

② 均一化時間(T_H)と均一性評価指標(UI)

嫌気消化槽に投入したトレーサーが攪拌により混合される様子を図 4-10 に示す。投入したトレーサーは、スクリーにより生じたドラフトチューブの下降流により、ドラフトチューブの上端から吸い込まれて、ドラフトチューブ下端から吐出された。循環しながら槽全体へ拡散した。トレーサー投入箇所の上方の隅にトレーサー濃度の濃い箇所が長い時間残った。その一方で、トレーサー投入箇所の反対側の上方隅にはトレーサーが長い時間到達しなかった。

消化槽内の時間的空間的なトレーサー濃度の分布についての計算結果から一定時間間隔毎に UI 値を計算した。トレーサーの混合状態を示す UI 値を図 4-10 に合わせて示す。混合の進行に伴い UI 値は減少した。トレーサー濃度分布と UI 値の間には関連性が存在し、 UI 値が混合の状態を特徴付けるために適切なパラメータであると考えられた。約 1 時間の混合の後、消化槽の下半分が均一(平均濃度に対して $\pm 10\%$ 以内)な状態で、 UI 値は 0.2 だった。混合時間 2.2 hr で、消化槽の全体が均一(平均濃度に対して $\pm 10\%$ 以内)となり、このときの UI 値は 0.02 であった。このことから UI 値が 0.02 以下になった状態を混合が完了した状態

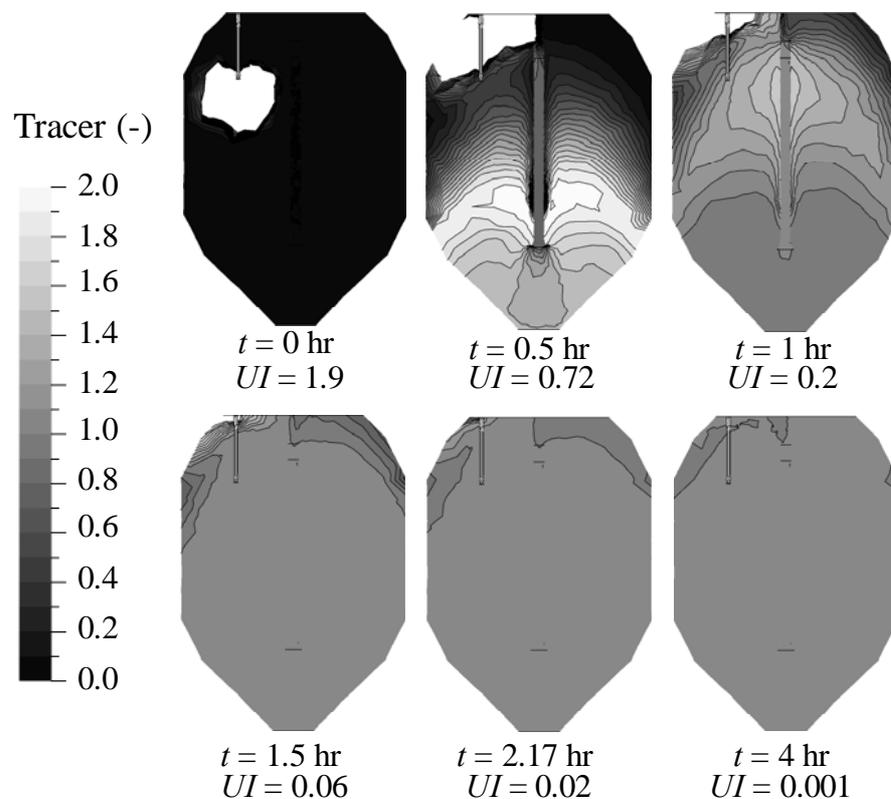


図 4-10 嫌気性消化槽内のトレーサーの混合パターン($X = 63 \text{ g/L}$, $N = 19 \text{ day}^{-1}$)

とみなし、 $UI = 0.02$ になるまでの時間を均一化時間(T_H)と定義した。

異なる 1 日当たり循環回数($N = 8, 14, 19$ および 24 day^{-1})における UI 値の時間変化を図 4-11 に示す。 N の増大に伴い、 UI 値の減少速度が大きくなった。 これは、強い攪拌では均一化が速く進むことを良く表している。 攪拌速度 $N = 8, 14, 19$ および 24 day^{-1} のときの均一化時間(T_H)は、それぞれ、4.8, 2.8, 2.2 および 1.7 hr と計算された。 次に、 N を 19 day^{-1} で一定としたときの、汚泥濃度が異なるときの混合に伴う UI 値の変化を図 4-12 に示す。 汚泥濃度の増加に伴い、 UI 値の減少速度が小さくなった。 $N = 19 \text{ day}^{-1}$ で汚泥濃度が 0, 19, 63 及び 72 kg/m^3 のとき、均一化時間(T_H)は、それぞれ、1.1, 1.3, 2.2 および 2.7 hr だった。

③ 均一化時間(T_H)と低速度領域の関係

Karimら(2007)⁷⁾ およびVarma and Al-Dahhan (2007)⁴⁰⁾は、汚泥の沈降速度から流速 0.0032 m/s 以下の容積を低速度域と定義し、CFD解析結果を整理している。本章においてもこれらと同様に、流速 0.0032 m/s 以下の領域を低速度域とした。異なる汚泥濃度および 1 日当たり循環回数の混合条件化における均一化時間の計算結果と全嫌気性消化槽の容積に対する低速度域の割合の関係を図 4-13 に示す。

低速度域と均一化時間には正の関係があり、低速度域が大きい系ほど均一化に長い時間がかかっている。1 日当たり循環回数が 19 day^{-1} で汚泥濃度が 19 および 63 g/L のとき(それぞれ均一化時間 T_H は、1.3 hr および 2.2 hr)の消化槽内の流速分布を図 4-14 に示す。汚泥濃度が薄く、均一化時間が小さな系では、ドラフトチューブから吐出した汚泥が消化槽の下部に中央から側壁に至る大きな渦を形成しており全体に流速が速い。一方、汚泥濃度が高く、均一化時間が大きい系では渦の生成が小さい。

汚泥濃度が薄いときには、慣性力の影響が大きいため、渦が大きく全体的に流速が大きくなる。このため、低速度領域が小さくなり同時に混合時間が短くなる。一方、汚泥濃度が高い時には、粘性力の影響が大きいため、渦が小さく抑えられ、槽の中心部を優先的に流れる。壁付近の流速が小さいために低速度領域が大きく、壁付近にトレーサーが行き渡りにくいために混合に要する時間が長くなると考えられた。

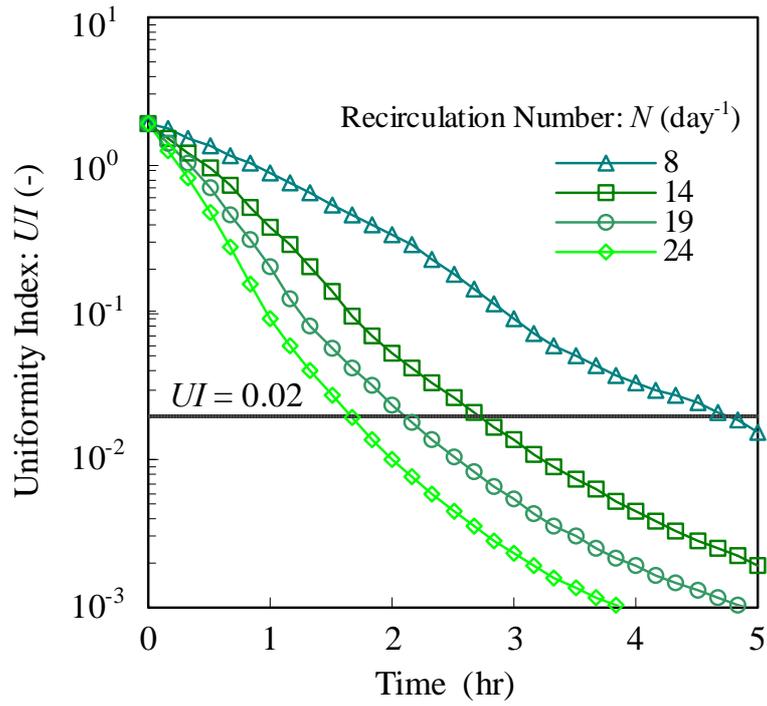


図 4-11 1 日当たり循環回数(N)を変化させたときの UI 曲線の変化(汚泥濃度 $X=63$ g/L).

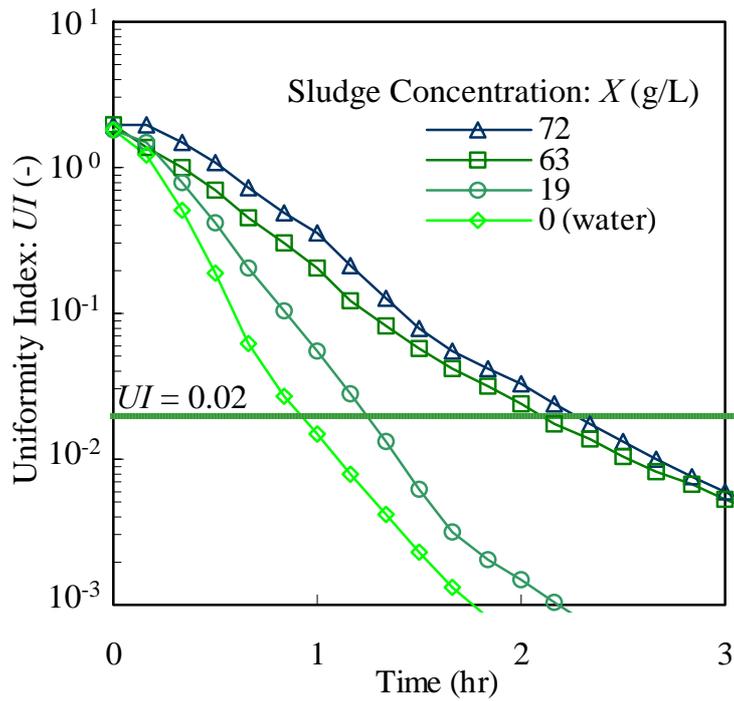


図 4-12 汚泥濃度(X)を変化させたときの UI 曲線の変化(1 日当たり循環回数 $N=19$ day^{-1})

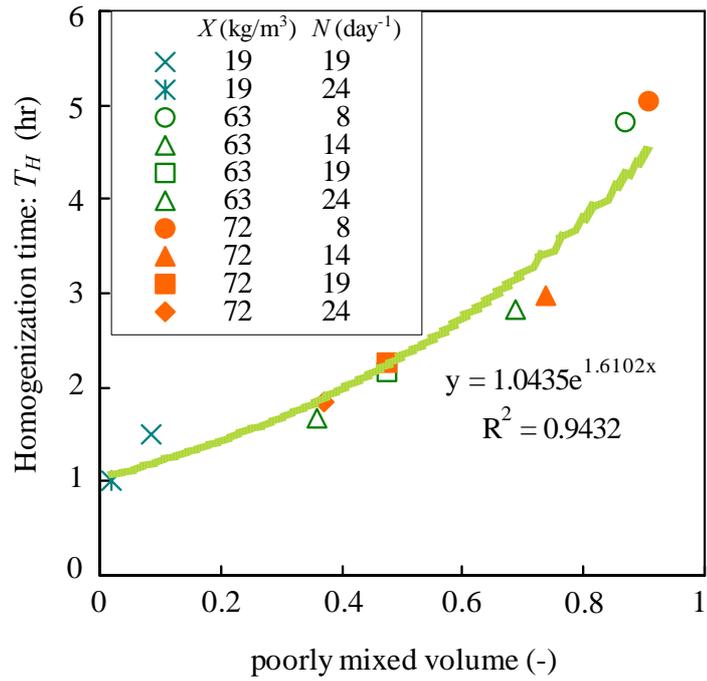


図 4-13 低速度域の大きさと均一化時間の関係

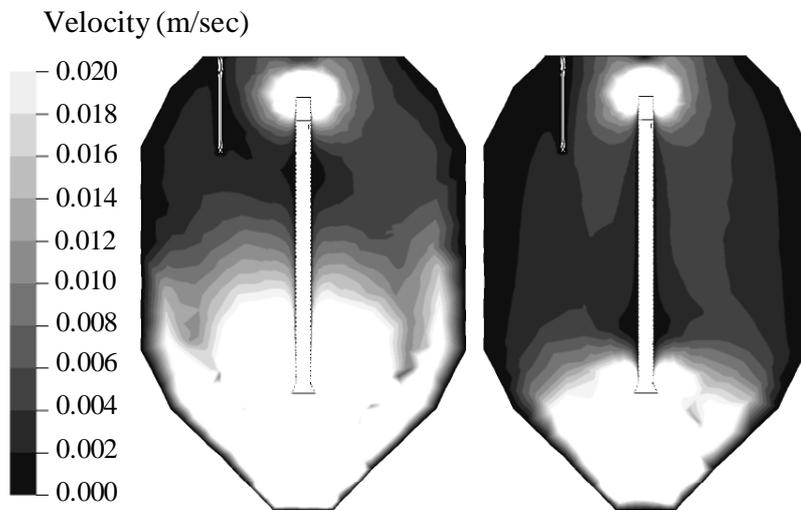


図 4-14 汚泥濃度 $X=19$ g/L (左)と $X=63$ g/L(右)のときの槽内の流速分布($N=19$ day⁻¹)

④ 均一化時間-汚泥循環時間比(T_M/T_H)

汚泥濃度が 63 kg/m^3 のとき、異なる 1 日当たり循環回数 ($N = 8, 14, 19$ および 24 day^{-1}) における UI 値の時間変化(図 4-11)を、攪拌時間(T_M)を循環時間(T_R)で標準化した時間(T_M/T_R)に対する UI 値の変化として、プロットし直した結果を図 4-15 に示す。(T_M/T_R)は攪拌時間(T_M)で汚泥がドラフトチューブを通じて槽内を何回循環したかという循環回数としての意味を持つ。興味深いことに、(T_M/T_R)に対する UI 値の変化は攪拌強度を変えたときにもほぼ同じ曲線となった。

循環時間(T_R)に対する均一化時間(T_H)の比(T_H/T_R)は、槽内均一化のために必要な汚泥循環回数を示す。攪拌強度が変わっても、この比は一定値($T_H/T_R = 1.7$)を示した。つまり汚泥濃度が 63 kg/m^3 で一定のときにはドラフトチューブを通じて嫌気性消化槽内の汚泥が 1.7 回循環すれば槽内の均一化が図られるといえる。また、これらのことから、均一化の進行は、槽内の汚泥の循環回数に支配されているといえる。

攪拌強度を 19 day^{-1} で一定としたときの、汚泥濃度が異なるときの混合に伴う UI 値の変化(図 4-12)を、(T_M/T_R)に対する UI 値の変化として、プロットし直した結果を図 4-16 に示す。汚泥濃度の増加に伴い、 UI 値の減少速度が小さくなった。汚泥濃度と(T_H/T_R)の関係を図 4-17 に示す。汚泥濃度が高いほど、均一化のために槽内の汚泥を多く循環させる必要がある。(T_H/T_R)と汚泥濃度には(4-20)式の直線関係が認められた。

$$\frac{T_H}{T_R} = 0.013X + 0.87 \quad (4-20)$$

汚泥性状の混合への影響は、本来、レオロジー特性が影響するはずであるが、式(4-11)および式(4-12)で示すように、中温の汚泥について、汚泥濃度とレオロジー特性の関係が求まっているので、汚泥濃度そのものを代表指数とすることができる。(4-20)式で表した汚泥濃度(X)に対する(T_H/T_R)の関係は、槽の形状や攪拌装置の位置、形状によって変わると考えられる。汚泥濃度条件によって変化する(T_H/T_R)の値は、その汚泥濃度における攪拌機の混合の性能を表す指標となる。本章の手法では、様々な槽形状において、汚泥濃度に応じた攪拌機の混合性能が効率的に検討可能であり、円筒形、卵形および亀甲形といった各種嫌気槽において、ドラフトチューブの径、形状や設置位置を変えた条件や仮想的なドラフトチューブを想定するインペラ式攪拌機について、汚泥濃度(X)に対する(T_H/T_R)の関係式を求め、これらを比較検討することで、高濃度嫌気消化における攪拌機の適性が明らかになると考えられる。

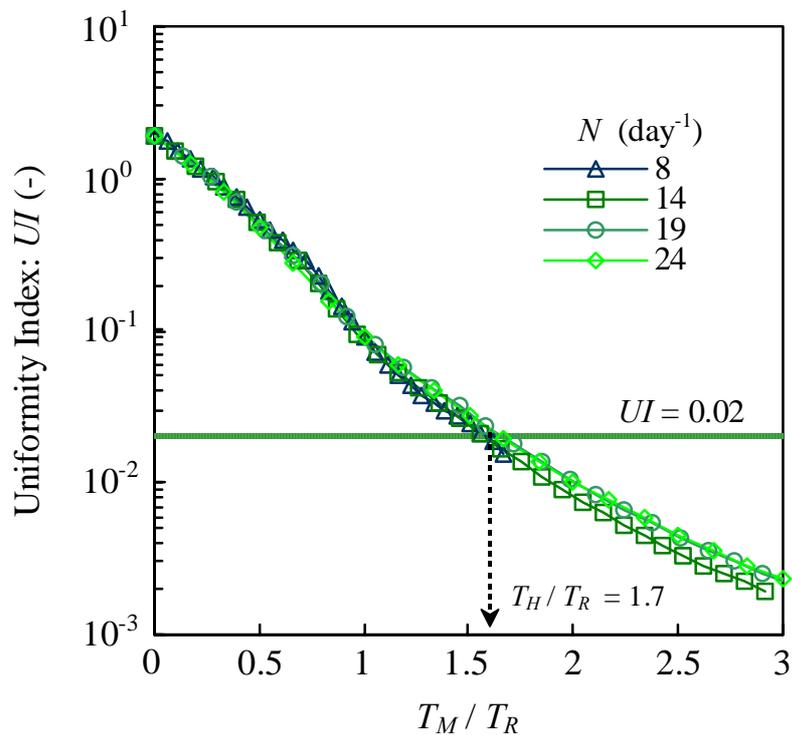


図 4-15 T_M / T_R に対する UI 減少曲線($X=63 \text{ kg/m}^3$ で一定とし, N を変化させた場合)

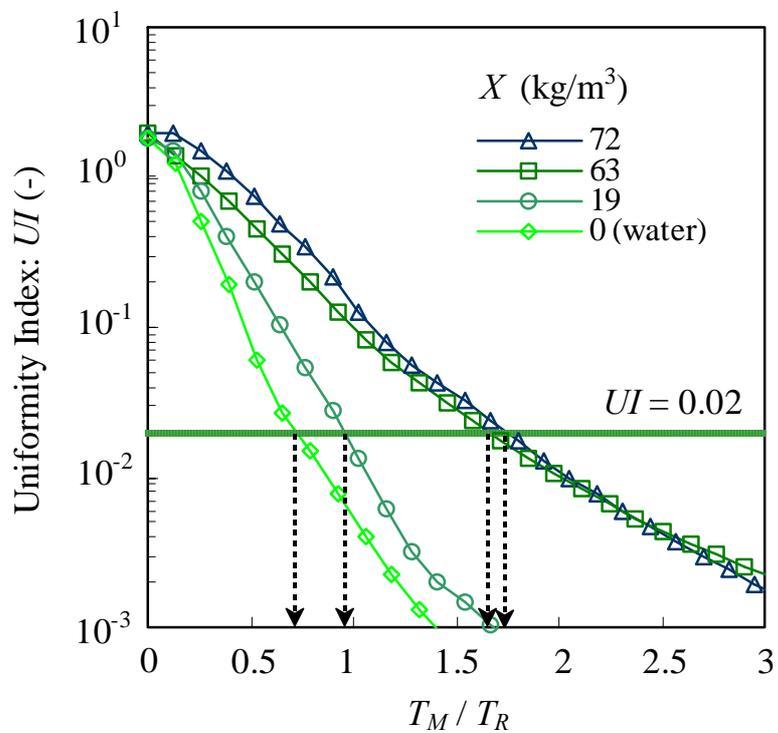


図 4-16 T_M / T_R に対する UI 減少曲線($N=19 \text{ day}^{-1}$ で一定とし, X を変化させた場合)

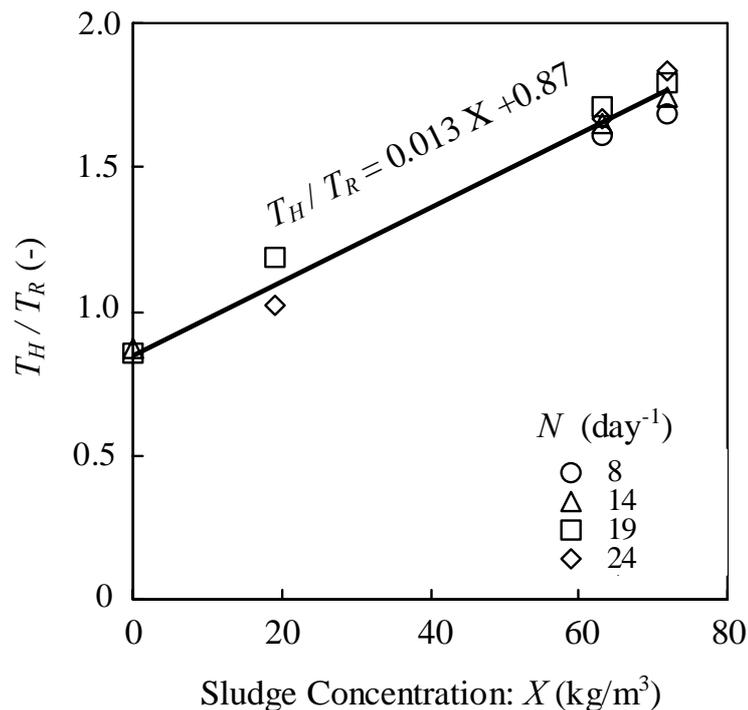


図 4-17 汚泥濃度と均一化時間-循環時間比(T_H / T_R)の関係

⑤ 混相流制御による嫌気性消化槽の環境負荷低減の方向について

循環流を生み出すための攪拌機のエネルギー消費の検討を組み合わせることで、弱い攪拌強度で長時間運転する場合、ある程度の攪拌強度で一定時間運転する場合あるいは強い攪拌で短時間運転する場合など、均一化に要する消費エネルギーが最小となるような攪拌機の運転方法の検討や最適な攪拌機の選定が可能になると考える。

本章では、嫌気性消化槽内の攪拌の機能として、投入した原泥を均一に分散させることに狙いを絞って検討を行った。これ以外にも、寒冷地において、加温を行っている場合には、熱エネルギーの移動を含めた CFD 解析を行うことが必要である。加温をしながら攪拌するとき、加温と攪拌に要するエネルギーを総合して検討を行うことで、エネルギー消費が最小となる加温・攪拌システムの構築が可能であると考えられる。また、実際には嫌気消化槽でのメタン発生量や汚泥減量の効果が重要であるので、最終的には、温度、原泥濃度、消化反応によって発生する阻害物質の濃度および汚泥濃度など反応に影響を及ぼす項目を考慮して、反応を含めた CFD 解析を行うことで、メタン発生量や汚泥減量の増大につながる流動の検討が可能になると期待される。

4.4 結言

第4章では、中温と高温のレオロジー特性を明らかにし、これを加味した CFD 解析を行うことで、ドラフトチューブ式機械攪拌の嫌気性消化槽について、混合完了時間の検討を可能にした。得られた結論を以下に示す

- ・ 嫌気消化槽内の混合の CFD 解析を行うための高温と中温の嫌気消化汚泥のレオロジー特性を明らかにすると同時に、高温と中温の嫌気性消化汚泥のレオロジー的特性について、新たな知見を得た。高温消化汚泥は、中温に比べて、ニュートン流体から擬塑性流体に遷移する臨界濃度が高濃度である。また、高温消化汚泥は、中温消化汚泥よりも粘性が低く、汚泥濃度がおよそ 30 g/L 以上では、中温消化汚泥よりも約 10 g/L 高い濃度で同程度の粘性になった。高温と中温の嫌気性消化汚泥の粘性の違いの要因は、温度の違いにより液粘性の違いが生じたのではなく、高温消化汚泥は中温消化汚泥に比べ粒子間の相互作用が弱いためと考えられた。
- ・ 嫌気消化汚泥のレオロジー特性を組み入れた CFD モデルによるトレーサー応答曲線は実際の嫌気消化槽のトレーサー応答曲線と良く一致した。攪拌による均一化の進捗は、 UI によって定量化された。攪拌強度と汚泥濃度によって均一化時間に差があった。均一化時間は低速度体積の大きさと正の関係があり、低速度容積が大きい系ほど均一化に長い時間がかかった。均一化の進行は、槽内の汚泥の循環回数に支配されており、検討対象とした攪拌装置と汚泥濃度範囲においては、汚泥濃度(X)と均一化時間-汚泥循環時間比(T_H / T_R)の間には直線関係が認められた。本章で検討した手法は高濃度向けの攪拌機の混合性能を示す指標になり、消化槽形状の検討や効率の良い攪拌機の選定にも役に立つ。攪拌時間の適正化によって、攪拌不良のトラブルを防止すると同時に、無駄な攪拌動力を削減することに貢献できるものである。エネルギーの移動を含めた CFD 解析を行うことで、加温をしながら攪拌するときに、加温と攪拌に要するエネルギーを総合して検討を行うことで、エネルギー消費が最小となる加温・攪拌システムの構築が可能であると考えられる。

(参考文献)

¹⁾ Bello-Mendoza R. and Sharratt P. N.: Compartment Mixing Model for Anaerobic Digesters with Central Draft-Tubes, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, Vol. 146, pp. 383-394, 1999.

²⁾ U. S. Environ. Protect. Agency: Design Information Report. Anaerobic Digester Mixing Systems, *J. WPCF*, Vol. 59, No. 3, pp. 162-170, 1987.

- ³⁾ Monteith H. D. and Stephenson J. P.: Mixing Efficiencies in Full-scale Anaerobic Digesters by Tracer Methods, *J. WPCF*, Vol. 53, No. 1, pp. 78-84, 1981.
- ⁴⁾ Rundle H. and Whyley J.: A Comparison of Gas Recirculation Systems for Mixing of Contents of Anaerobic Digesters, *Wat. Poll. Cont.*, Vol. 80, No. 4, pp. 463-480, 1981.
- ⁵⁾ Wu B. and Chen S.: CFD Simulation of Non-Newtonian Fluid Flow in Anaerobic Digesters, *Biotech. Bioeng.*, Vol. 99, No. 3, pp. 700-711, 2007.
- ⁶⁾ Vesvikar M.S. and Al-Dahhan M. H.: Flow Pattern Visualization in a Mimic Anaerobic Digester Using CFD, *Biotech. Bioeng.*, Vol. 89, No. 6, pp. 719-732, 2005.
- ⁷⁾ Karim K., Thoma G. J. and Al-Dahhan M. H.: Gas-lift Digester Configuration Effects on Mixing Effectiveness, *Wat. Res.*, Vol. 41, No. 14, pp. 3051-3060, 2007.
- ⁸⁾ 清原雄康, 宮原高志, 水野修, 野池達也, 李玉友: 高温嫌気性消化法を用いた高濃度下水汚泥の処理特性, 土木学会論文集, No. 622/VII-11, pp. 35-43, 1998.
- ⁹⁾ 坂本勝, 室谷憲男, 李玉友, 野池達也: 下水処理余剰汚泥の嫌気消化に及ぼす高分子凝集剤の影響, 環境技術, Vol. 33, No. 8, pp. 61-68, 2004.
- ¹⁰⁾ Murakami H., Katayama H. and Matsuura H.: Pipe Friction Head Loss in Transportation of High-Concentration Sludge for Centralized Solid Treatment, *Wat. Env. Res.*, Vol. 73, No. 5, pp. 558-556, 2001.
- ¹¹⁾ Lotito V., Spinosa L., Minini G. and Antonacci R.: The Rheology of Sewage Sludge at Different Steps of Treatment, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 36, No. 11, pp. 79-5, 1997.
- ¹²⁾ Rose-Innes I. H. and Nossel S.: The Rheology and Pumping of Thickened Activated Sludge, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 15, No. 1, pp. 59-76, 1983.
- ¹³⁾ 遠藤郁夫, 金成英夫: 下水汚泥の摩擦損失係数に関する基礎的研究, 土木学会論文報告集, No. 301, pp. 71-82, 1980.
- ¹⁴⁾ Moeller G. and Torres L. G.: Rheological Characterization of Primary and Secondary Sludge Treated by Both Aerobic and Anaerobic Digestion, *Biores. Tech.*, Vol. 61, pp. 207-211, 1997.
- ¹⁵⁾ 松原誠, 渡部春樹, 佐藤和明, 笠井淳史: 下水汚泥の管路輸送における圧力損出の予測方法, 環境工学研究論文集, Vol. 30, pp. 257-266, 1993.
- ¹⁶⁾ Sanin F. D.: Effect of Solution Chemistry on the Rheological Properties of Activated Sludge, *Water SA*, Vol. 28, No. 2, pp. 207-211, 2002.
- ¹⁷⁾ Murakami H., Matsuura H. and Katayama H.: Study on Pipe Friction Loss in High-Concentration Sludge Transportation for Centralized Sludge Treatment, *Prog. Water Pollut. Control Jpn (1998)*, pp. 108-120, 1998.
- ¹⁸⁾ Nicholas P. Cheremisinoff, Editor: Rheology and Non-Newtonian Flows, *Encyclopedia of Fluid Mechanics*, vol. 7, 1986.
- ¹⁹⁾ Wu B. and Chen S.: CFD Simulation of Non-Newtonian Fluid Flow in Anaerobic Digesters, *Biotech. Bioeng.*, Vol. 99, No. 3, pp. 700-711, 2007.
- ²⁰⁾ Brar S.K., Verma M., Tyagi R.D., Valero J. R. and Surampalli R. Y.: Sludge based Bacillus

thuringiensis biopesticides Viscosity impact, *Wat. Res.*, Vol. 39, No. 13, pp. 3001-3011, 2005.

- 21) Moeller G. and Torres L. G.: Rheological Characterization of Primary and Secondary Sludge Treated by Both Aerobic and Anaerobic Digestion, *Biores. Tech.*, Vol. 61, pp. 207-211, 1997.
- 22) Lotito V., Spinosa L., Minini G. and Antonacci R.: The Rheology of Sewage Sludge at Different Steps of Treatment, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 36, No. 11, pp. 79-5, 1997.
- 23) Rose-Innes I. H. and Nossel S.: The Rheology and Pumping of Thickened Activated Sludge, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 15, No. 1, pp. 59-76, 1983.
- 24) 松原誠, 渡部春樹, 佐藤和明, 笠井淳史: 下水汚泥の管路輸送における圧力損出の予測方法, 環境工学研究論文集, Vol. 30, pp. 257-266, 1993.
- 25) Metzger A. B. and Reed J. C.: Flow of Non-Newtonian Fluids-Correlation of Laminar, Transition and Turbulent-Flow Regions, *AIChE J.*, Vol. 1, pp. 434-440, 1955.
- 26) 社団法人 日本下水道協会, 下水道施設計画・設計指針と解説(後編), 1994.
- 27) Sagawa R.: Fundamental Knowledge of Pharmaceutical Procedures (5). Overview of Mixing: the First Half, *Pharm. Tech. Jpn.*, Vol. 16, No. 1, pp. 49-59, 2000.
- 28) He M.M., Turkoglu M. and Sakr A.: Drug Content Uniformity of Binary Powder Blends in the Rotary Fluid Bed Granulator, *Pharm. Ind.*, Vol. 57, No. 11, pp. 945-949, 1995.
- 29) Nakamoto H. and Chikao O.: Mixing Performance of Lattice-Type Twisting Blade for New Periodic-Type Polymerization Reactor for High-Viscosity Liquid, *AIChE Symp. Ser.*, Vol. 89, No. 293, pp. 27-30, 1993.
- 30) Shen J. and Gogos C. G.: Statistical Measurements of Mixtures, *Soc. Plast. Eng. Annu. Tech. Conf.*, Vol. 50th, No. 2, pp. 1804-1808, 1992.
- 31) Wong L.W. and Pilpel N.: Effect of Particle Shape on the Mixing of Powders, *J. Pharm. Pharmacol.*, Vol. 42, No. 1, pp. 1-6, 1990.
- 32) Balay H. L., Cole C. A. and Rutl D. W.: Bulk Blending Mixing Efficiency Tests, *Proc. Annu. Meet. Fert. Ind. Round Table*, Vol. 32nd, pp. 143-155, 1982.
- 33) Mulbarger M. C., Copas S. R., Kordic J. R. and Cash F. M.: Pipeline Friction Losses for Wastewater sludges, *J. WPCF*, Vol. 53, No. 8, pp. 1303-1313, 1981.
- 34) 井本立也: 概説レオロジー (上) , pp. 27, 東京化学同人, 1963.
- 35) 大垣真一郎, 松尾友矩: 高濃度懸濁液の流動特性について, 土木学会論文報告集, No. 210, pp. 21-32, 1973.
- 36) Forester C. F.: The Rheological and Physico-Chemical Characteristics of Sewage Sludge, *Enzyme Microbiol. Technol.*, Vol. 30, pp. 349-345, 2003.
- 37) Seyssiecq I., Ferrasse J. H. and Roche N.: State-of-the-art: Rheological Characterization of Wastewater Treatment Sludge, *Biochem. Eng. J.*, Vol. 16, pp. 41-56, 2003.
- 38) Slatter P. T.: The Rheological Characterisation of Sludges, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 36, No. 11, pp. 9-18, 1997.

³⁹⁾ Levenspiel O.: Chemical Reaction Engineering, 3rd Ed., Wiley, New York, 1999.

⁴⁰⁾ Varma R. and Al-Dahhan: Effect of Sparger Design on Hydrodynamics of a Gas Recirculation Anaerobic Bioreactor, *Biotech. Bioeng.*, Vol. 98, No. 6, pp. 1146-1160, 2007.

第5章 結論

本研究では、有機性の排水を処理する設備を構成する主要な操作として、曝気による酸素溶解操作、固液分離操作および混合操作を挙げ、さらにそれぞれの中で、重要な具体的装置として、有機物の分解を行う活性汚泥曝気槽、固液分離を行う加圧浮上装置および余剰汚泥の安定化・減量を行う嫌気性消化槽を挙げた。そして、これら排水処理設備について、流体流動解析を行うことで、制御をすることによる高効率化を示した。結論を以下に総括する。

第2章 「旋回流式活性汚泥曝気槽における酸素溶解性能の把握」では、粗大気泡径散気装置および微細気泡径散気装置を用いた旋回流式曝気装置において、CFDモデルを用いた溶解効率の把握方法を検討した。

まず、文献の測定結果を用いてCFD解析のモデルの設定とパラメーターの校正を行った。散気装置から発生する気泡径を設定すればCFD解析を用いて、曝気量や構造によって変わる酸素溶解性能を予測できる。今後は、散気装置種類、液性(担体有無)により変わる気泡径の適切な把握が必要であると考えられる。

つぎに、実際の散気装置増設において、微細気泡散気装置による溶解効率の増加を実測した。CFD解析の結果、微細気泡の溶解効率が高いことと旋回流が弱まることの影響が複合的に生じていることが明らかになった。総合的な曝気動力効率は、 $1.4 \text{ kgO}_2/\text{kW hr}$ から $2.3 \text{ kgO}_2/\text{kW hr}$ に増加した。

さらに、散気装置の水平方向設置位置が酸素溶解性能に及ぼす影響をCFD解析で調べた結果、槽壁から離れた位置に散気装置を設置することで、気泡が大きく湾曲しながら上昇し、酸素溶解性能が上昇する解析結果を得た。

このように、曝気槽では、気泡と曝気混合液の作用で溶解性能が左右されることから、本章で示したCFD解析手法は、排水処理装置の主要なエネルギー消費源となっている活性汚泥曝気槽の溶解性能の向上に貢献すると考えられる。

第3章 「バッフル設置加圧浮上装置の処理性能検討」では、加圧浮上槽の流動挙動に及ぼすバッフル設置の効果を、CFD解析によって検討し、実際の浮遊物質除去性能から解析結果を検証した。

気液2相流のCFD解析で、滞留時間分布を精度良くシミュレーションすることができる

ことを確認した。バッフルで流体抵抗を与えることにより、浮上槽内の清澄領域を大きくすることができ、フロックが10%流出するフロック浮上時間(θ_{f10})を0.38から0.5へ増加させることができる。実際の浮遊物質の除去においても、加圧浮上槽にバッフルを設置することで浮遊物質の除去率が97%から99%に増加し、流出してしまう浮遊物質濃度を3分の1に減少させることができた。

大型の加圧浮上装置においても処理水質の向上のために、バッフル設置が有効であり、LVを大幅に高めることができるものと考えられた。また、浮上槽水深は処理性能と設置コストや環境負荷の両方に相反する影響を及ぼすが、CFD解析を用いた検討により、適切な水深を決定することができることを示した。さらに、加圧浮上装置の性能向上は後段の砂ろ過装置の省略といった波及効果も生み出すことができ、処理設備の省スペース化や環境負荷低減に大きく貢献するものと考えられる。

第4章「嫌気性消化槽の混合検討」では、中温と高温のレオロジー特性を明らかにし、これを加味したCFD解析を行うことで、ドラフトチューブ式機械攪拌の嫌気性消化槽について、混合完了時間の検討を可能にした。

嫌気消化槽内の混合のCFD解析を行うための高温と中温の嫌気消化汚泥のレオロジー特性を明らかにすると同時に、高温と中温の嫌気性消化汚泥のレオロジー的特性について、新たな知見を得た。高温消化汚泥は、中温消化汚泥に比べて、ニュートン流体から擬塑性流体に遷移する臨界濃度が高濃度であった。また、高温消化汚泥は、中温消化汚泥よりも粘性が低く、汚泥濃度がおよそ30 g/L以上では、中温消化汚泥よりも約10 g/L高い濃度で同程度の粘性になった。高温と中温の嫌気性消化汚泥の粘性の違いの要因は、温度の違いにより液粘性の違いが生じたのではなく、高温消化汚泥は中温消化汚泥に比べ粒子間の相互作用が弱いためと考えられた。

嫌気消化汚泥のレオロジー特性を組み入れたCFDモデルによるトレーサー応答曲線は実際の嫌気消化槽のトレーサー応答曲線と良く一致した。攪拌による均一化の進捗は、 UI によって定量化された。攪拌強度と汚泥濃度によって均一化時間に差があった。均一化時間は低速度体積の大きさと正の関係があり、低速度容積が大きい系ほど均一化に長い時間がかかった。均一化の進行は、槽内の汚泥の循環回数に支配されており、本章の攪拌装置と本章の汚泥濃度範囲においては、汚泥濃度(X)と均一化時間-汚泥循環時間比(T_H/T_R)の間には直線関係が認められた。本章で検討した手法は高濃度向けの攪拌機の混合性能を示す指標になり、消化槽形状の検討や効率の良い攪拌機の選定にも役に立つ。また、攪拌時間の

適正化によって、攪拌不良のトラブルを防止すると同時に、無駄な攪拌動力を削減することに貢献できるものである。エネルギーの移動を含めた CFD 解析を行うことで、加温をしながら攪拌するときに、加温と攪拌に要するエネルギーを総合して検討を行うことで、エネルギー消費が最小となる加温・攪拌システムの構築が可能であると考えられる。

以上のことから、本研究では、人間生活に密接に結びつき、水環境に多大な影響を与える有機性の排水を処理する設備を構成する主要な排水処理装置について、装置の処理性能に重要な影響を与える特徴的な混相流動の流動挙動を、CFD 手法を用いて解析する手法を確立し、それを用いて、処理性能の向上を実現した。これは、運転の効率化や環境負荷の低減にも貢献するものである。

謝辞

本研究を進めるにあたり、東北大学大学院環境科学研究科教授 井上千弘先生には、指導教官として本研究の遂行に関して適切なご指導とご助言を頂きました。ここに深謝の意を表します。東北大学大学院工学研究科教授 大村達夫先生には、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。東北大学大学院環境科学研究科教授 高橋弘先生には、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、第4章「嫌気性消化槽の混合検討」の研究において、汚泥のレオロジー特性の測定法と解析法についてご指導を頂きました。東北大学大学院環境科学研究科准教授 須藤孝一先生には、審査委員として学位論文審査の労をお執り頂くと同時に、本研究の遂行と本論文の構成に適切なご助言を頂きました。深く感謝します。東北大学大学院環境科学研究科助教 畑山正美先生を始め、井上研究室の各位には、研究活動をサポート頂き、心から感謝申し上げます。

東京工業大学名誉教授 久保田宏先生には、特に、第2章「旋回流式活性汚泥曝気槽における酸素溶解性能の把握」の研究の遂行と投稿論文執筆において、ご指導を頂きました。栗田工業株式会社顧問 尾身信三先生には、特に、第3章「バツフル設置加圧浮上装置の処理性能検討」および第4章「嫌気性消化槽の混合検討」の研究の遂行と投稿論文執筆において、ご指導を頂きました。栗田工業株式会社開発本部基盤技術グループ席 深瀬哲朗博士には、本研究全体の遂行ならびに投稿論文の執筆と校正においてご指導して頂きました。Hydromantis社 ラジブゴエル博士には、本研究全体の遂行ならびに英語投稿論文の執筆と校正においてご指導していただきました。北九州市立大学国際環境工学部エネルギー循環化学科教授 安井英斉先生には、研究の遂行、学術研究論文の書き方、論文構成ならびに投稿論文や国際学会の原稿の校正にまで丁寧にご指導をいただきました。深く感謝を申し上げます。本研究のCFD解析遂行にあたっては、日揮株式会社 高橋公紀氏、ANSYS株式会社 小林治樹博士ならびにANSYS株式会社テクニカルサポート担当の各位に技術的なご助言を多く頂きました。ここに感謝の意を表します。第4章「嫌気性消化槽の混合検討」の研究では、栗田工業株式会社開発本部装置開発第二グループ第一チーム主任研究員 小松和也氏に、多くのご協力とご助言を頂きました。深く感謝を申し上げます。第4章「嫌気性消化槽の混合検討」の研究の一部は、新エネルギー・産業技術総合開発機構(NEDO)によるバイオマスエネルギー高効率転換技術開発プロジェクトの一環でおこなわれました。

社会人入学に深いご理解とご配慮を下さり，大学院に快く送り出していただいた，栗田工業株式会社取締役開発本部本部長兼クリタ開発センター長 依田元之博士，栗田工業株式会社開発本部機能解析プロジェクトリーダー 岩崎守氏，栗田工業株式会社開発本部装置開発第一グループリーダー 森田博志博士，栗田工業株式会社生産本部席 中村幸二氏，栗田工業株式会社開発本部装置開発第二グループ第二チームリーダー 日名清也氏に深く御礼申し上げます．また，栗田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．

最後に，本論文の完成に向けて応援をして，いつも心の支えとなってくれた，妻娥貞，長男日出郎，次男陽一郎，これから生まれる長女に感謝します．