

(79) 浸漬型MBRにおける気泡径が膜面せん断応力に与える影響

ラン ム ソー^{1*}・長岡 裕²

¹ 東京都市大学大学院工学研究科都市基盤工学専攻 (〒158-8557東京都世田谷区玉堤1-28-1)

² 東京都市大学工学部都市工学科 (〒158-8557東京都世田谷区玉堤1-28-1)

* E-mail: g0991702@tcu.ac.jp

本研究は、浸漬型MBRにおいて気泡径が膜面せん断応力に与える影響を明らかにすることを目的として実験を行い、膜面せん断応力、液相流速、気泡径および気泡の上昇速度を測定して検討した。気泡径が大きくなるほど膜面平均せん断応力とせん断応力の変動が増大した。それらの結果は、気泡の上昇速度と壁面近傍の液相流速および気泡径による気液運動差の解析から説明された。膜面平均せん断応力およびせん断応力の変動が大きいくほど膜面洗浄効果が増大すると考えられるため、気泡が大きくなるほど、膜の目詰まりが抑制されると推定された。また、気泡を巨大化させることにより少ない曝気量で大きな膜面せん断応力を得ることが可能であるため、曝気に必要なエネルギーのコストを削減できると考えられた。

Key Words: Submerged membrane bioreactor, bubbly flow, velocity, shear stress, bubble size

1. はじめに

膜分離活性汚泥法 (MBR; Membrane Bioreactor) は、ヨーロッパやアメリカをはじめ、多くの各排水処理に導入されている^{1,2)}。日本においても MBR の導入が進んでおり、産業排水、し尿や家畜排水などの処理に多く用いられている^{3,4)}。また、中大規模の下水処理システムにおいてもその適用が検討されており、現在はいすでに小規模な下水処理場で導入されている。

MBR は、従来の活性汚泥法のように最終沈殿池で重力による沈降を用いて処理水と活性汚泥の分離を行うところに、膜を生物処理槽に浸漬させて固液分離を行って処理水を得る方法である。そのために、最終沈殿池が不要で、施設の省スペース化が可能であることや、汚泥の沈殿性に処理効率が左右されないほか、浮遊物質を完全に遮断でき、良好な水質の高度処理水を得られることなど多くの利点を持っている⁵⁾。

しかし、MBR は膜のろ過作用で処理水を得るために運転の継続に伴って汚泥フロックの膜面堆積や、菌体外ポリマーの膜面および膜内部への吸着により、膜の目詰まりが発生する^{6,7)}。膜が目詰まると膜の透過性能が著しく低下し、十分な処理水量が得られなくなるため、MBR を広範に導入するためには、膜の目詰まりを抑制

することが求められている。膜面で汚泥の堆積速度は、主に曝気による膜面せん断応力に依存し^{10,11)}、膜の目詰まりを抑制するため、膜面堆積物の生成抑制および剥離に膜面せん断応力が用いられている。

膜面せん断応力に影響を与える水理学的要因としては、主に曝気量、気泡径や混合液の粘度などが考えられる。著者らは膜面せん断応力と曝気量の関係が定量化し¹²⁾、混合液の粘度が高くなると膜面せん断応力が増大することも明らかにした¹³⁾。しかし、気泡径と膜面せん断応力の関係についての研究が少ない。気泡径が約 5mm 付近で膜面せん断応力との関係を著者らが検討した事例はあるが¹⁴⁾、気泡が大きくなる時の膜面せん断応力について、液相流速や気泡の上昇速度を測定して行った研究がないのが実状である。

本研究は、気泡径が膜面せん断応力に与える影響を明らかにすることを目的として、散気管の穴を大きくすることにより、気泡を巨大化させて膜面せん断応力、液相流速、気泡径および気泡の上昇速度を測定して検討した。曝気による膜面せん断応力を用いた膜面堆積物の抑制および膜面洗浄には、強力な曝気が必要であるため、多くのエネルギーが要求される。少ない曝気量で、大きな膜面せん断応力を得ることができれば、曝気にかかるコストの削減が期待できると考えられる。

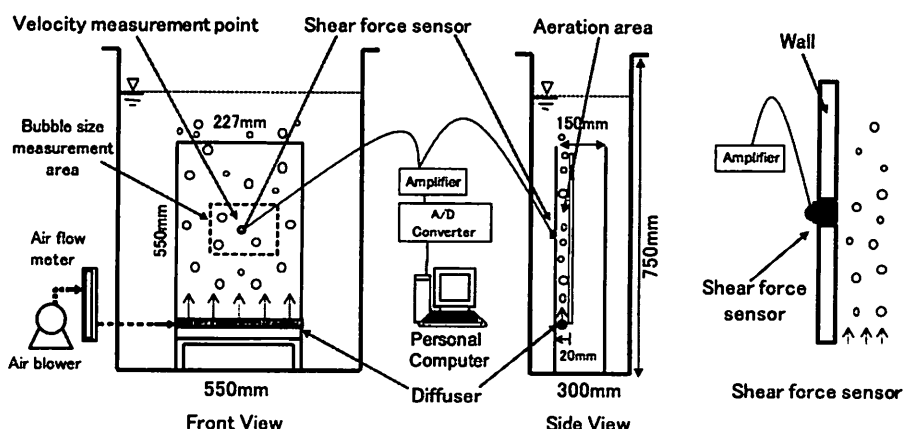


Fig.1 Schematic diagram of experiment set-up

2. 実験装置および実験方法

実験装置の概略図を Fig.1 に示す。容積 550mm×300mm×750mm のアクリル板の水槽内に水道水を満たし、気泡流を上昇させるため、曝気領域を設置した。膜間距離は 20mm である。膜面せん断応力を測定するため、曝気領域の壁面を平膜モジュールに見立て、せん断応力測定センサー (SSK 社製, S10W-1) を埋め込んだ。せん断応力センサーの感度部は直径 10mm の円盤である。

曝気は、エアポンプからの空気を空気流量計で 5L/min～30L/min の間で調整し、散気管から曝気領域内に気泡を発生させた。曝気量としてのエアフラックスは、空気流量を気泡の上昇断面積 (227mm×20mm) で割って算出した。散気管は Fig.2 で示したように外径 8mm、内径 4mm の塩化ビニル製管に $\phi 0.5$ mm (Case 1)、1mm (Case 2) と 4mm (Case 3) の穴をあけた 3 種類のものを使用した。実験の際に、曝気により散気管の全ての穴から気泡が均等に発生するのを目視で確認してから実験を開始した。

各 Case の気泡径および気泡の上昇速度を把握するために、実験装置の正面からデジタルカメラ (Casio 社製, Exilim EX-FI、シャッタースピード 60 枚/sec) を用いて撮影を行った。気泡径は、水圧のために水深によりやや変化するが、本実験装置は水深が浅いため、水深の影響を考慮せず、分布が一様であると見なした。膜面せん断応力の測定は、せん断応力計から測定されたデータをアンプと AD コンバータを経由してパーソナルコンピュータに取り込んだ。せん断応力計の最大反響周波数は 30Hz であるため、入力されたせん断応力のデータを FFT ローパスフィルタを用いて 30Hz 以上の成分をカットした。液相流速の測定は、DYNTEC DYNAMICS 社製レーザ

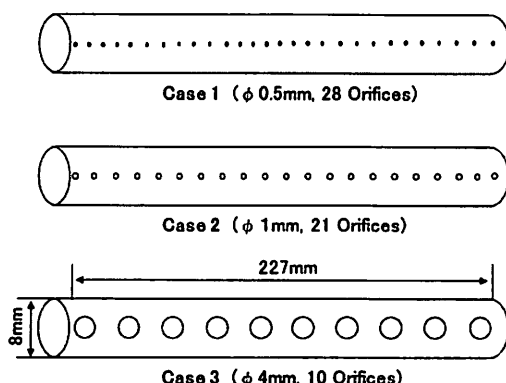


Fig.2 Schematic diagram of Diffusers

ードトラブラー流速計 (LDV) を用いてせん断応力測定位置から上 10mm で、壁面から曝気領域の中に向かって 0.2mm から 10mm の位置で測定し、すべてのデータはホールド信号を除去せずに処理した。なお、膜面せん断応力と液相流速の測定は 100Hz、81.92sec のサンプリングを行った。

3. 結果および考察

3.1 気泡径および気泡の上昇速度

Fig.3 にデジタルカメラで撮影した Case 1、Case 2 と Cases 3 のエアフラックス 0.06m/s～0.11m/s における気泡の一例の写真を示した。散気管の空穴径が 4mm である Case 3 の気泡が最も大きく、次に Case 2 と Case 1 で、散気管の空穴径の大きさの順に気泡が大きくなった。また、Case 2 と Case 3 の気泡は、エアフラックスが大きくなると分裂や合体が発生し、特に Case 2 では写真で示しているようにエアフラックスが大きくなるにつれて気泡

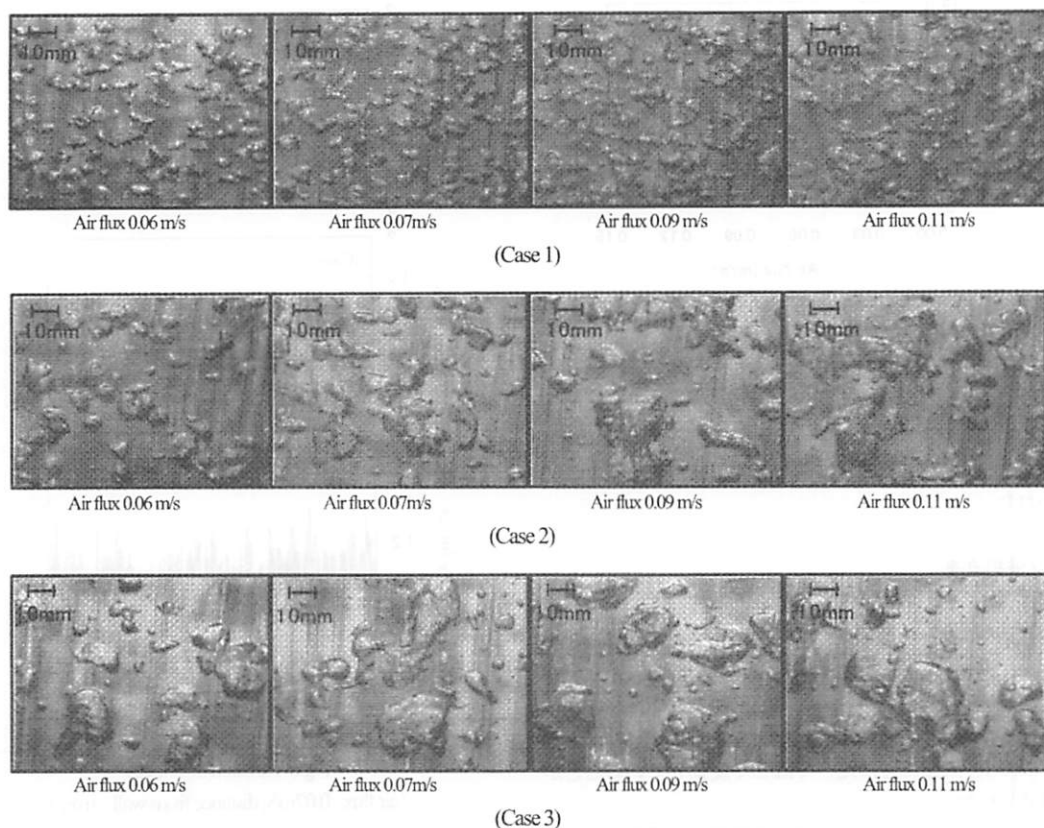


Fig.3 Photograph of bubble of each case

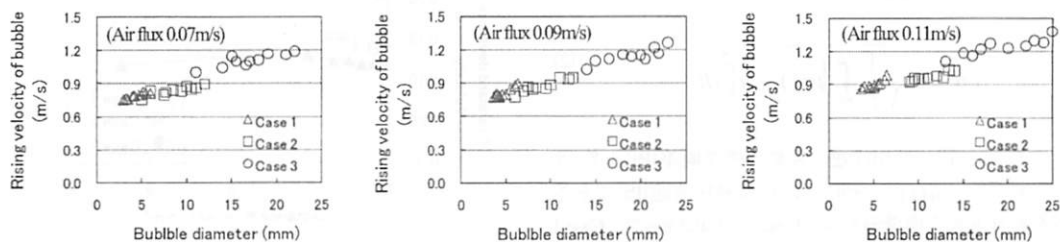


Fig.4 Rising velocity of bubble of each case

が合体などにより大きくなっていることがわかる。

Fig.4に各Caseの気泡径と気泡の上昇速度の関係を示した。気泡径および気泡の上昇速度の測定は、実験装置の正面で撮影された画像から球形に近い気泡を任意で選択して気泡径と上昇速度の計測を行った。エアフラックス0.07m/sにおいてCase 1の気泡径は約5mm、Case 2で約8mm~10mmの気泡が多く、Case 3では約15mm~20mmの気泡が多く確認された。また、Case 2とCase 3では、エアフラックスが大きくなると気泡径がやや大きくなるが、気泡径が小さいCase 1ではそのような傾向がみられなか

った。気泡の上昇速度は、いずれのエアフラックスにおいてもCase 3が最も速く、次にCase 2とCase 1で、気泡径の大きさの順であった。

Fig.5に各Caseのボイド率を示した。ボイド率は、気泡流の流路断面積において気泡が占める割合を表し、式(1)のように求められる。

$$\alpha = \frac{V_b}{V_b} \quad (1)$$

ただし、 α ：ボイド率（-）、 V_b ：エアフラックス

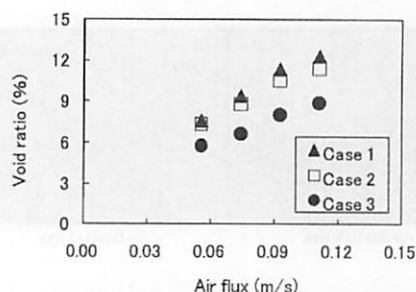


Fig.5 Void fraction distribution

(m/s), v_b : 気泡の上昇速度 (m/s) である。

各Caseのボイド率は、エアーフลักスが大きくなるにつれて増大した。また、気泡径が大きいCase 3のボイド率が最も小さく、気泡径によりボイド率で相違が認められた。

3.2 液相流速

Fig.6に各Caseにおける鉛直方向の液相流速の経時変化の一例 (エアーフลักス0.07m/s, 壁面から1mm) を示した。液相流速は、いずれのCaseにおいても変動しており、気泡による影響であると考えられた。気泡径および気泡の上昇速度が最も大きいCase 3の液相流速は、Case 2とCase 1の液相流速に比べて激しく変動していることが確認された。

Fig.7に流路断面における液相流速変動の標準偏差の一例 (エアーフลักス0.07m/s) を示した。液相流速の変動の標準偏差は式(2)を用いて求めた。

$$\sqrt{u'^2} = \sqrt{\frac{1}{T} \int_0^T \{u(t) - \bar{u}\}^2 dt} \quad (2)$$

ただし、 u' : 液相流速の変動の標準偏差 (Pa), T : 測定時間 (秒), $u(t)$: 時間 t における液相流速 (Pa) である。液相流速変動の標準偏差は、Case 3で約0.20m/sで、Case 1とCase 2の約0.12m/sと0.15m/sに比較して大きかった。また、各Caseにおける液相流速変動の標準偏差は、壁面からの距離にかかわらずほぼ一定であることが示された。

単相流の流れ場における流速の乱れ強度の分布は、粘性底層の外縁付近でピークをもつような分布になるが、気泡流における液相流速の乱れ強度は堅調なピークをもたず、Fig.7に示されているように流れ場全体で発生し、気泡の存在による影響であると考えられる。

Fig.8に壁面から0.2mmから10mmの間で測定された液相平均流速の一例 (エアーフลักス0.07m/s) を示した。各Caseにおける壁面近傍での液相平均流速は、壁面からバルク側に向かってやや上昇するが、単相流の分布に比べて液相平均流速の上昇は、比較的緩やかであった。

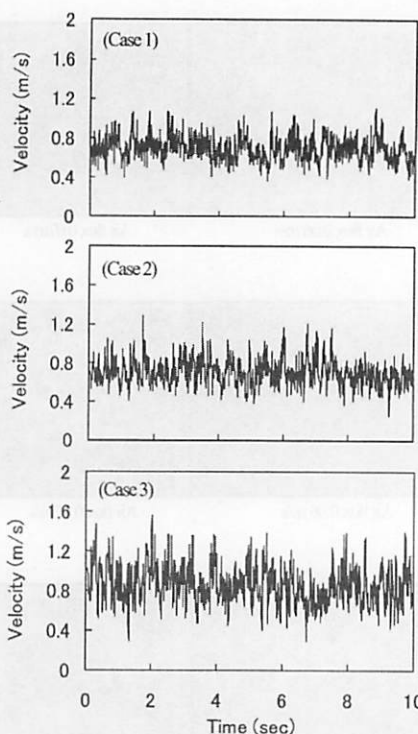


Fig.6 Variation of velocity
(air flux : 0.07m/s, distance from wall : 1mm)

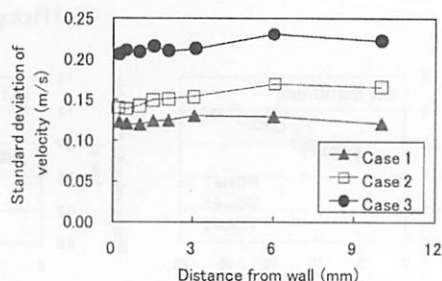


Fig.7 Standard deviation of velocity
(air flux 0.07m/s)

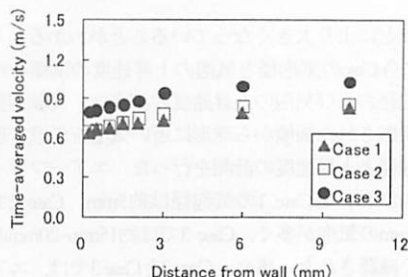


Fig.8 Time-averaged velocity (air flux 0.07m/s)

各Caseの流速分布の形状に差異がみられなかったが、平均流速は流速変動の標準偏差と同様にCase 3が最も大きく、次にCase 2とCase 1で、気泡径および気泡の上昇速度の順であった。著者らの膜面せん断応力に関する研究から^{10,15)}、膜面せん断応力は壁面近傍の液相流速に依存することが明らかにされており、本研究における気泡径の違いが膜面せん断応力に影響を与えると推測された。

3.3 膜面せん断応力

Fig.9に各Caseの膜面せん断応力の経時変化の一例（エアーフลักス0.07m/s）を示した。膜面せん断応力の変動は、液相流速の変動と同様にCase 3の変動が一番大きく、壁面近傍で液相流速の変動と膜面せん断応力変動の連動性が予想された。

Fig.10に膜面平均せん断応力とエアーフลักスの関係を示した。いずれのCaseで膜面平均せん断応力は、エアーフลักスが大きくなるにつれて増大した。Case 3の膜面平均せん断応力が最も大きく、次にCase 2とCase 1であった。各Caseの間で膜面平均せん断応力が異なったのは、気泡径の相違による影響であると推測された。

Fig.3に示したように気泡は、Case 3が一番大きく、次にCase 2とCase 1の順であるため、Fig.4のように大きい気泡ほど浮力が大きく、気泡の上昇速度が速くなる。従って、液相流速が大きくなり、その結果として膜面せん断応力の時間平均値が増大したと考えられ、気泡径が膜面せん断応力に影響を及ぼし、大きい気泡ほど膜面平均せん断応力が増大すると考えられた。

液相流速から膜面せん断応力を求め、せん断応力計を用いて実測値した膜面せん断応力と比較検討し、液相平均流速と膜面平均せん断応力の関係を評価した。Fig.11に流路の各測定点の液相平均流速と気泡流を単相流とみなし、滑面単相流の対数分布則の式(3)を用いて、回帰した結果の一例（エアーフลักス0.11m/s, Case 3）を示した。回帰は、壁面から0.4mm内のデータを用いて行い、得られた摩擦速度から式(4)を用いて膜面せん断応力を算出した。

$$\frac{\bar{u}(y)}{U_*} = \frac{1}{k} \ln \frac{U_* y}{\nu} + A, \quad (3)$$

$$\tau = \rho U_*^2 \quad (4)$$

ただし、 $\bar{u}(y)$ ：液相平均流速 (m/s)、 U_* ：摩擦速度 (m/s)、 y ：壁面からの距離 (mm)、 ν ：液相動粘性係数 (m^2/s)、 k (カルマン定数)=0.4、 A_s (壁面上の対数分布則に関する定数)=5.5、 τ ：膜面せん断応力 (Pa)、 ρ ：水の密度 (kg/m^3) である。

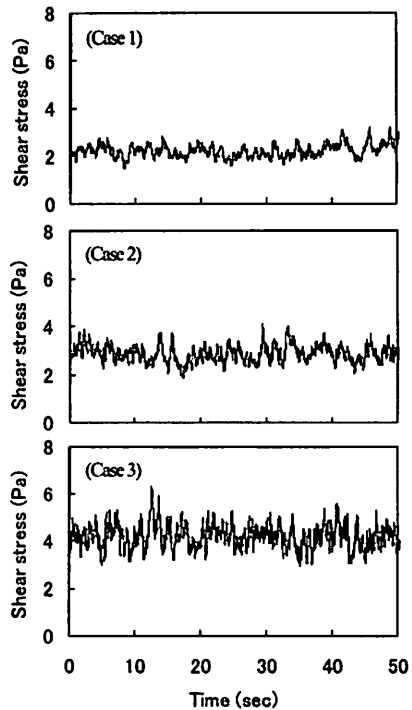


Fig.9 Shear stress variation (air flux 0.07m/s)

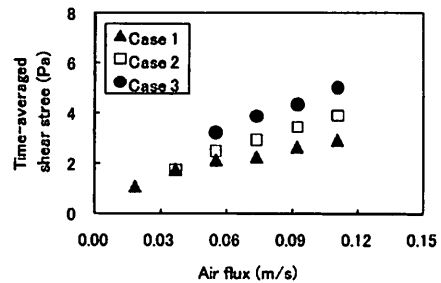


Fig.10 Time-averaged shear stress

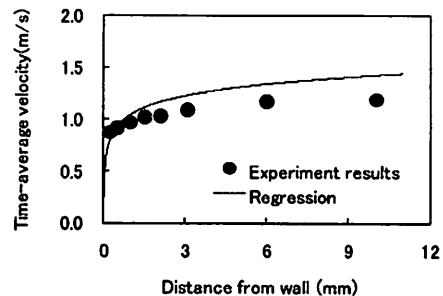


Fig.11 Time-average velocity distribution and regression curve (air flux 0.11m/s, Case 3)

Fig.12に膜面平均せん断応力の実測値と液相流速から求めた計算値の関係を示した。実測値は計算値に比較してCase 1で約0.98倍、Case 2で約1.17倍とCase 3で約1.20倍で、各Caseの膜面平均せん断応力の実測値と計算値はおおむね一致し、膜面平均せん断応力は壁面近傍の液相平均流速に依存し、液相流速から評価できることが確認された。

3.4 膜面せん断応力の変動

MBRにおける膜面せん断応力による、膜面付着物の堆積抑制および膜面洗浄効果を評価する際に膜面せん断応力の時間平均値だけでなく、膜面せん断応力の変動も重要なパラメータになると予想される。膜面せん断応力の変動の標準偏差は、式(5)を用いて求められる。

$$\sqrt{\tau'^2} = \sqrt{\frac{1}{T} \int_0^T \{\tau(t) - \bar{\tau}\}^2 dt} \quad (5)$$

ただし、 τ' ：せん断応力変動の標準偏差(Pa)、 T ：測定時間(秒)、 $\tau(t)$ ：時間 t におけるせん断応(Pa)である。Fig.13に膜面せん断応力の変動の標準偏差とエアフラックスの関係を示した。エアフラックスが大きくなるとせん断応力変動の標準偏差が増大した。せん断応力変動の標準偏差は、Case 3が最も大きく、その要因としては後述するように気泡径による気泡の上昇速度と流路断面における液相流速の連動差の影響であると考えられる。

膜面せん断応力の定義式から、式(6)を用いて膜面せん断応力と液相流速の関係を表せる。従って、せん断応力変動の標準偏差と液相流速の変動の標準偏差は、式(7)を満たすと考えられるために式(8)を用いて表し、Fig.14にせん断応力の変動の標準偏差と壁面から0.2mmで測定された液相流速の変動の標準偏差の関係を示した。

$$\tau = \mu \frac{\partial u}{\partial y} \quad (6)$$

$$\sqrt{\tau'^2} = \mu \frac{\sqrt{u'^2}}{\delta} \quad (7)$$

$$\sqrt{\tau'^2} = k \sqrt{u'^2} \quad (8)$$

ただし、 τ ：膜面せん断応力(Pa)、 μ ：液相粘度(mPa・s)、 u ：液相流速(m/s)、 τ' ：せん断応力変動の標準偏差(Pa)、 u' ：液相流速の変動の標準偏差(Pa)、 δ ：粘性底層の厚さ(mm)、 k ：係数(kg/m²・s)である。

Fig.14からせん断応力の変動の標準偏差は、液相流速の変動の標準偏差が大きくなるにつれて増大することが示され、各Case間で差異が少なく、せん断応力の変動は

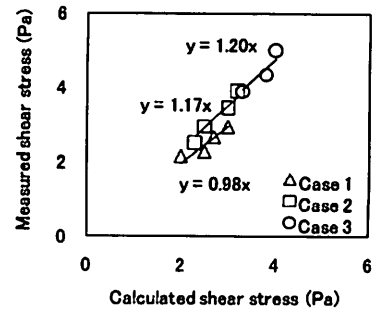


Fig.12 Relationship between calculated shear stress and measured time-averaged shear stress

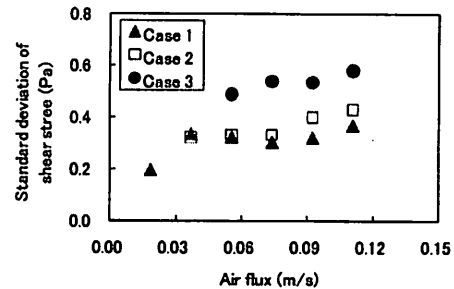


Fig.13 Standard deviation of shear stress

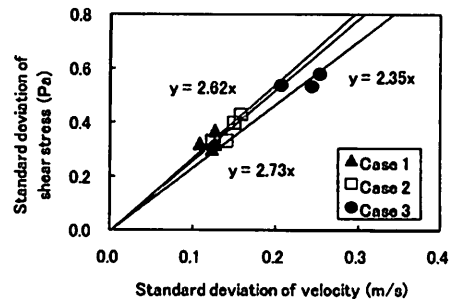


Fig.14 Relationship between standard deviation of shear stress and standard deviation of velocity

液相流速の変動に依存することが示唆された。

3.5 気泡径が膜面せん断応力の変動に及ぼす影響

膜面せん断応力の変動は液相流速の変動に依存し、液相流速の変動は気泡径による気液連動差である気泡の相対的上昇速度(v')が影響すると推測して解析を進めた。Fig.15に各Caseの気泡の上昇速度と流路断面における液相平均流速の一例(エアフラックス 0.07m/s)を示した。気泡の上昇速度と液相平均流速の差は、気泡径が大きいCase 3が最も大きく、次にCase 2とCase 1であった。大きい気泡は、小さい気泡に比べて浮力が大きいため、

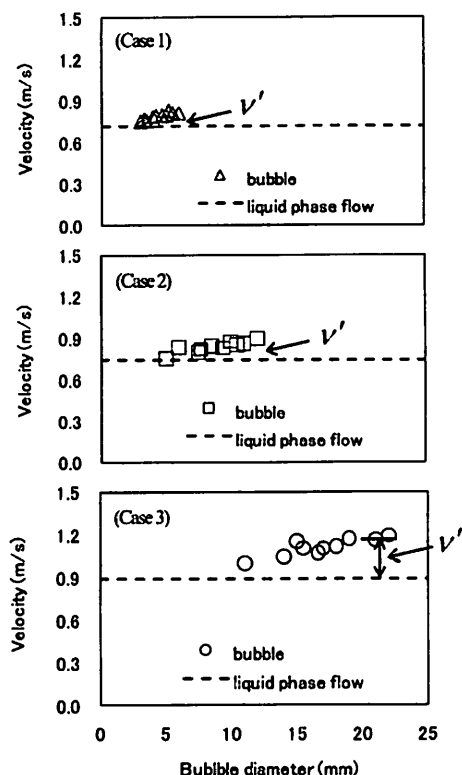


Fig.15 Relationship between rising velocity of bubble and liquid phase flow velocity (air flux 0.07m/s)

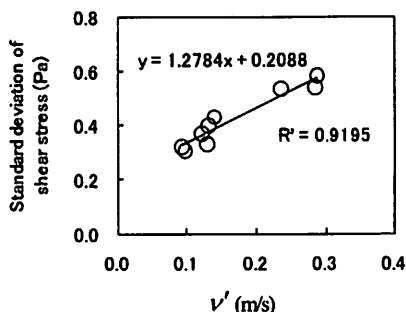


Fig.16 Relationship between standard deviation of shear stress and v'

上昇速度が速くなり、気液運動差が増大すると考えられる。

Fig.16 に気液運動差とせん断応力変動の標準偏差の関係を示した。気液運動差は、各 Case の最も大きい3つの気泡を選択し、それぞれの気泡の上昇速度と液相平均流速の差を求めて平均した値を用いた。気液運動差が大きくなるとせん断応力変動の標準偏差が増大し、強い正の相関関係が認められ、気泡径が大きくなるとせん断

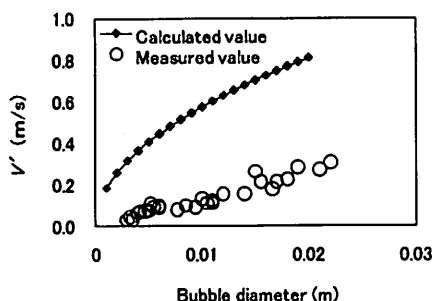


Fig.17 Comparison of calculated and measured v'

力の変動が増大することが示された。

液相の渦のスケールは気泡径によって決まり、気泡径が大きくなるほど渦のスケールが大きくなる。気液の運動差が大きく、大きい渦が発生すると液相の乱れが強くなる。大きい気泡によって発生した強い乱れが拡散して次第に壁面へ移動する。それによって Fig.6 に示したように気泡径が大きくなると液相流速の変動が激しくなり、せん断力の変動が増大したと考えられる。

3.6 気泡の相対的上昇速度 (気液運動差)

Fig.17 に実測した気泡の相対的上昇速度と単粒子自由沈降速度式¹⁰⁾を用いて算出した気泡の相対的上昇速度の結果を示した。単粒子自由沈降速度は式(8)のように表されている。

$$w = \sqrt{4g(\rho' - \rho)d / (3 C_D \rho)} \quad (9)$$

ただし、 w ：気泡の相対的上昇速度 (m/s)、 g ：重力加速度 (m/s^2)、 C_D (気泡の抵抗係数)：0.4 (-)、 ρ' ：空気密度 (kg/m^3)、 ρ ：水の密度 (kg/m^3)、 d ：気泡径 (m) である。

計算した気泡の相対的上昇速度は、実測値に比べて大きく、特に気泡径が大きい時にその差が拡大した。実測では Fig.3 に示したように、気泡は完全な球形ではなく変形し、特に大きい気泡の場合は変形しやすいだけでなく、分裂や合体などが発生することにより、実測した気泡の相対的上昇速度が計算値に比べて小さい値になったと考えられる。以上のような結果から、流体力学的手法などを用いたシミュレーションによる膜面せん断応力を評価する際には、実際の気泡の挙動を考慮する必要があると考えられた。

4. まとめ

本研究は、平膜モジュールを用いた浸漬型MBRにおいて気泡径が膜面せん断応力に与える影響を明らかにすることを目的とし、膜面せん断応力、液相流速、気泡径および気泡の上昇速度を測定して検討した。その結果、

以下のような知見が得られた。

1. MBRにおける曝気に用いる気泡径が大きくなるほど膜面平均せん断応力が増大した。気泡の上昇速度と壁面近傍の液相流速および膜面せん断応力の解析から、大きい気泡ほど上昇速度が速く、液相流速の上昇を増大させるためであると考えられた。
2. 気泡径が大きいくほどせん断応力の変動が増大したのは、大きい気泡は気液運動差を拡大させるために液相の乱れが激しくなることにより、せん断応力の変動が増大したと推定された。
3. 実測した気泡の相対的上昇速度は、計算値と比較して小さいことが示され、実測での気泡の変形や合体および分裂などによる影響であると考えられた。

膜面平均せん断応力およびせん断応力の変動が大きくなるにつれて膜面洗浄効果が増大すると考えられるため、気泡径が大きくなるほど、膜面平均せん断応力と変動が増大し、膜の目詰まりが抑制されると推定された。また、曝気に大きい気泡を用いることにより、少ない曝気量で大きな膜面せん断応力を得ることが可能であるため、MBRにおける曝気に必要なコストを削減できると考えられた。

参考文献

- 1) 糸川 浩紀, Thiemig, C., Pinnekamp, J. : ヨーロッパの下水処理施設における膜分離活性汚泥法の実態調査, 下水道協会誌, Vol. 43, No. 528, pp. 87-97, 2006.
- 2) Yang, W., Cicek, N. and Ilg, J. : State-of-the-art of membrane bioreactors : Worldwide research and commercial applications in North America, *Journal of Membrane Science*, Vol. 270, pp. 201-211, 2006.
- 3) 村上孝雄 : 膜分離活性汚泥法の下水処理への応用, 水環境学会誌, Vol. 29, No. 7, pp. 7-11, 2006.
- 4) 川崎睦男 : 産業用途での膜利用, 水環境学会誌, Vol. 22, No. 4, pp. 252-256, 1999.
- 5) 河村清史, 井上雄三 : し尿処理における膜利用技術, 水環境学会誌, Vol. 18, No. 2, pp. 90-94, 1995.
- 6) 上原勝 : 膜分離活性汚泥法による下排水処理, 水環境学会誌, Vol. 22, No. 4, pp. 257-261, 1999.
- 7) Stephenson, T., Judd, S., Jefferson, B. and Brindle, K. : *Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*, IWA Publishing, London, pp. 4-26, 2007.
- 8) Nagaoka H., Ueda S., and Miya A. : Influence of bacterial extracellular polymers on the membrane separation activated sludge process, *Water Science and Technology*, Vol. 34, No. 9, pp. 165-172, 1996.
- 9) Judd, S. : A review of fouling of membrane bioreactors in sewage treatment, *Water Science and Technology*, Vol. 49, No. 2, pp. 229-235, 2004.
- 10) Ozaki, N. and Yamamoto, K. : Hydraulic effects on sludge accumulation on membrane surface in crossflow filtration, *Water Research*, Vol. 35, No. 13, pp. 3137-3146, 2001.
- 11) 尾崎則廣, 山本和夫 : 平膜による汚泥懸濁液の浸漬型濾過において曝気量及び膜間距離が汚泥堆積過程に及ぼす影響, 土木学会論文集, No. 587/ VII -6, pp. 37-48, 1998.
- 12) H. Nagaoka, A. Tanaka and Y. Toriizuka : Measurement of effective shear stress working on flat-sheet membrane by air-scrabbling, *Water Science and Technology: Water supply*, Vol. 3, No. 5-6, pp. 423-428, 2003.
- 13) ランムゾー, 李泰日, 長岡裕 : 平膜状浸漬型 MBR モジュールの膜間距離および混合液粘度が膜面せん断応力に与える影響, 環境工学論文集, Vol. 46, pp. 637-644, 2009.
- 14) 李泰日, 長岡裕 : 浸漬型膜分離活性汚泥法において気泡径及び曝気量が膜面せん断応力に与える影響, 環境工学研究論文集, Vol. 44, pp. 143-149, 2007.
- 15) 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, Vol. 65, No. 1, pp. 8-15, 2009.
- 16) 土木学会 : 水理学公式集, pp. 386-387, 土木学会出版, 1999.

(2010. 5. 21 受付)

Effect of Bubble size on membrane surface shear stress in MBRs

Hiwan Moe Zaw¹, Hiroshi NAGAOKA²

¹ Graduate School of Civil Engineering, Tokyo City University

² Dept. of Urban and Civil Engineering, Tokyo City University

This study was carried out to clarify the effect of bubble size of aeration on shear stress working on the surface of flat sheet membrane submerged in reactors of MBRs. The shear stress, which is caused by bubble flow (aeration), was measured directly using a shear force sensor while upward-direction velocity was measured by a laser doppler velocimeter changing the size of air bubbles. The measurement revealed the time-averaged value and the standard deviation of the fluctuation of the shear stress increase with the increase of the bubble size, the mechanism of which was explained by the analysis of both of the water-phase and the gas-phase upward-direction velocity caused by bubble flow near the wall surface. It was concluded that air diffusers that can supply larger bubbles in MBR reactors could prevent membrane fouling resulting in more cost-efficient operation of MBRs.