

強い乱流中の単一静止気泡からの物質移動

熊谷 剛彦*・井口 学*

Mass Transfer from a Single Stationary Bubble in Highly Turbulent Flow

Takehiko KUMAGAI and Manabu IGUCHI

Synopsis : A single CO₂ bubble was held in a downward highly turbulent flow field realized in a tapered pipe. The dissolution process of the bubble was recorded with a CCD camera and the images were processed on a personal computer to determine the mass transfer coefficient for the bubble. An empirical equation was proposed for the mass transfer coefficient by referring to the previously obtained experimental findings. The equation is expressed as a function of the size of the bubble and the turbulence intensity in addition to the well-known Schmidt number and Reynolds number. The measured values of the mass transfer coefficient were approximated by the equation within a scatter of $\pm 60\%$. Such estimation accuracy is acceptable in this kind of measurement.

Key words : steelmaking; gas injection; mass transfer; bubble; Sherwood number; turbulence intensity.

1. 緒言

液相に気相を効率よく溶解させる手段として、気相を吹き込む方法が古くから多くの材料および化学プロセスに用いられており、溶解速度を高める様々な試みがなされている¹⁻⁵⁾。また、これと並行して溶解速度の一般的指標である物質移動係数と流れ場との関係を明らかにする基礎的研究も数多く行われてきた⁶⁻⁹⁾。特に、液相中を上昇する単一気泡からの物質移動係数 k は、Calderbankらをはじめとする研究者によって求められており¹⁰⁻¹⁵⁾、物質移動係数 k を無次元表示したシャーウッド数 Sh に対してはレイノルズ数 Re とシュミット数 Sc の関数として、多くの実験式や理論式が導かれている。物質移動係数 k は気泡の大きさによって異なるが、これは気泡周囲の流れ場が気泡の大きさに応じて変化するためである^{16,17)}。気泡形状はレイノルズ数 Re が非常に小さな場合を除いて時々刻々変化する上に、上昇する気泡周囲の流れ場を正確に測定することは非常に困難であり、気泡表面の局所的物質移動係数は求められていない。

著者らは単一上昇気泡の周囲の流れ場をFig. 1に示すように大まかに対向流、平行流、後流の3つに分類し、それぞれの領域における局所的な物質移動係数 k を明らかにする目的でモデル実験を行ってきた^{18,19)}。円形断面のランス先端に形成した気液界面の近傍に3種類の流れ場を生じさせ、 Re がおおよそ6500以下の場合について物質移動係数 k を測定した。時間平均速度 \bar{u} と乱れ強さ Tu はレーザー Doppler 流速計 (LDV) で測定し、物質移動係数 k に対する実験式を提案した。なお乱れ強さ Tu とは乱れ成分の自

乗平均の平方根値 u'_{rms} を時間平均速度 \bar{u} で除した値である。

実験に用いた液相は通常の水道水をイオン交換処理したものであり、Calderbankらが用いた液相に比較すると、本研究に用いた液相は中程度に汚染されていると見なすことができる²⁰⁾。これらの一連の結果が示すものは、 Re が約6500以下のとき、中程度に汚染された気液界面からの物質移動は固液間の物質移動²¹⁾とほぼ同じ振る舞いをするということであった。

また、下降流中に生成した円錐台形状の気泡の側面に波動が生じている場合のモデル実験²²⁾(Fig. 2)からは、気液界面が中程度に汚染されていても、レイノルズ数 Re および乱れ強さ Tu が大きく、界面に波動が生じているならば、

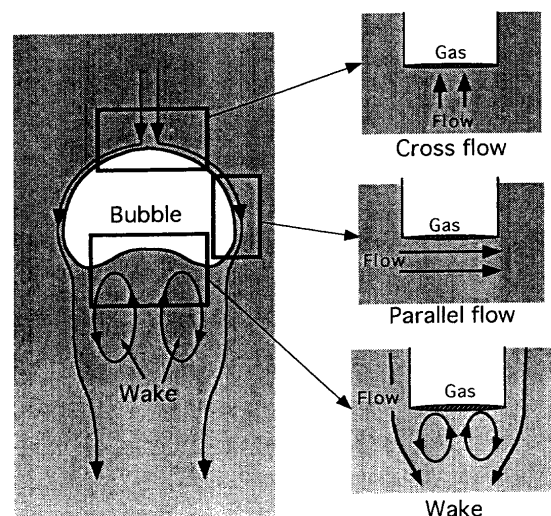


Fig. 1. Three flow models around a rising bubble.

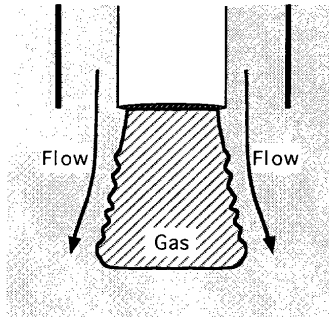


Fig. 2. Wave motion on the gas-liquid interface exposed to downward turbulent flow.

物質移動係数 k は界面が清浄な場合とほぼ同じになることを明らかにしている。

上記の結果を踏まえて、本研究では下降流れ場に単一気泡を静止させ、その溶解挙動から流れ場と物質移動係数 k との関係を明らかにする。静止液相中を上昇する気泡を10数秒にわたりカメラなどの画像記録装置で追跡するのは大がかりな構造となるため、気泡をその上昇速度と釣り合う速度の下降流中におき、気泡を静止させることにした^{23,24)}。また、溶解して体積が減少し続ける気泡の上昇速度は常に低下するが、下降流速をこれに見合うように制御することも困難であり、下降流の流路をテーパ状にして、気泡が大きく移動することなく、設定した測定区間に留まるよう配慮した。

2. 実験装置ならびに方法

Fig. 3にテストセクションの拡大図を示す。水槽は透明アクリル製で、容量は17lである。水を装置に満たした後、1昼夜放置し、炭酸ガス濃度が大气と平衡となるようにしている。水槽の内部に、単一気泡発生のためのカップと、内部をテーパ状に切削した透明アクリル製のブロックを設置した。アクリルブロックの全面はパフ研磨されており、内部の気泡の様子を観察することができる。テーパ部分の有効長さは175 mm、上端部直径14.5 mm、下端部直径60.0 mm、広がり角度は7.4°である。なお、図には示していないが、テーパ管の上部に大型のオーバーフロータンクを設置し、供給する水を静止させる構造とした。このタンクからテーパ管の間を内径14.5 mm、長さ70 cmの直管で接続し、発達した乱流速度分布でテーパ管へ流入させるようにした。

カップへの気相供給はシリンジで行っているのので、任意体積の気泡を生成させることができる。テーパ管上部より所定流量の液相を流し込んで下降流を生成させ、流れが定常状態に達してからカップを反転させて気泡をテーパ管内に導入した。気泡は、その大きさに見合う下降流速の位置で静止するので、CCDカメラで記録し、後述する画像処理を経て、気泡の体積 V_B 、表面積 A_B を求めた。液相には

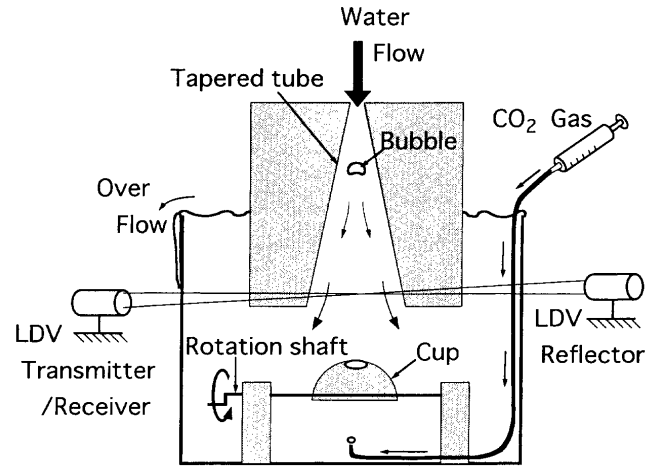


Fig. 3. Schematic of test section.

前述のようにイオン交換処理した水道水、気相には純炭酸ガスを用いた。系全体を循環する水量は40lであり、水温は22.5°Cから24.5°Cの間で実験中は一定に保った。

気泡の溶解実験に先立ち、テーパ管内の流れの様子を明らかにするため、LDVを用いて時間平均速度 \bar{u} ならびに乱れ強さ Tu の測定を行った。測定用プローブは水槽の側面に配置した。

気泡の溶解速度の測定に際しては、シリンジから体積 V_B が $0.5 \times 10^{-6} \text{ m}^3$ あるいは $0.75 \times 10^{-6} \text{ m}^3$ の炭酸ガスを気泡生成用カップに送り、カップ内で一つの気泡に合体させた後、反転させ気泡を上昇させた。このとき、気泡が停止するテーパ管内の位置は気泡体積 V_B から予測されるので、その領域にCCDカメラの視野を合わせておく。このようにして12個の気泡の溶解過程について観察を行った。

3. 実験結果および考察

3.1 時間平均速度 \bar{u} と乱れ強さ Tu

まず、テーパ管の中心軸上における時間平均速度分布を、水流量とテーパ管直径から算出した断面平均速度 (cross-sectional mean velocity: csmvと表す) とともにFig. 4に示す。横軸はテーパ管の下端を基準にとって高さ $z=0$ とし、下端面の下 $z=-0.5 \times 10^{-2} \text{ m}$ からテーパ管の上端部 $z=17.5 \times 10^{-2} \text{ m}$ までの領域で、下向き速度を正としてプロットしたものである。テーパ管への水の流入流量 Q_w は $37.9 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ であり、管上端部の断面積は $1.65 \times 10^{-4} \text{ m}^2$ であることから、断面平均速度(csmv)は $23.0 \times 10^{-2} \text{ m/s}$ となる。これに対して、管中心軸上の下降流の時間平均速度 \bar{u} は $26.0 \times 10^{-2} \text{ m/s}$ であり、管の中心と壁面との間に速度勾配を持つ。そこでテーパ管内半径方向の時間平均速度分布を高さ $z=17.0 \times 10^{-2} \text{ m}$ 、 $8.0 \times 10^{-2} \text{ m}$ 、 $1.0 \times 10^{-2} \text{ m}$ 、 $-0.5 \times 10^{-2} \text{ m}$ において測定した。結果をFig. 5に示す。テーパ管中心における下降流の時間平均速度 \bar{u} と算出した断面平均速度 (csmv) とはほ

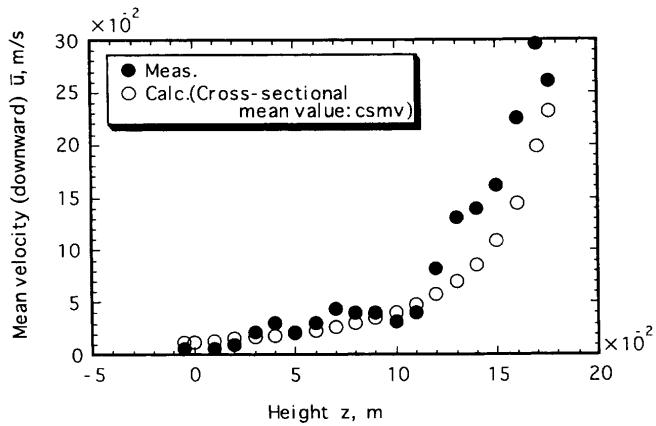


Fig. 4. Downward velocity on the centerline of the test section.

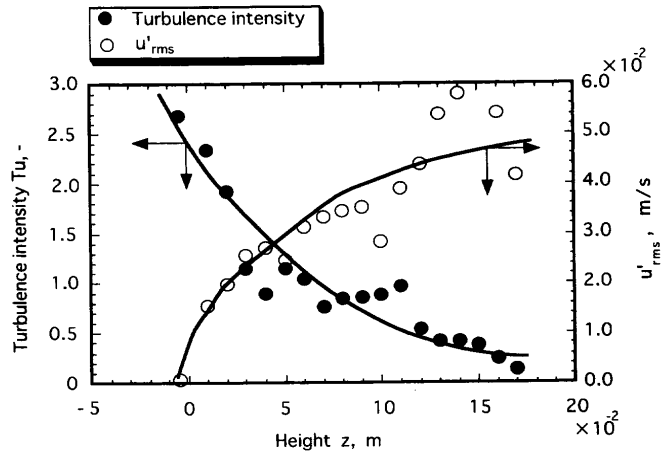


Fig. 6. Turbulence intensity on the centerline of the test section.

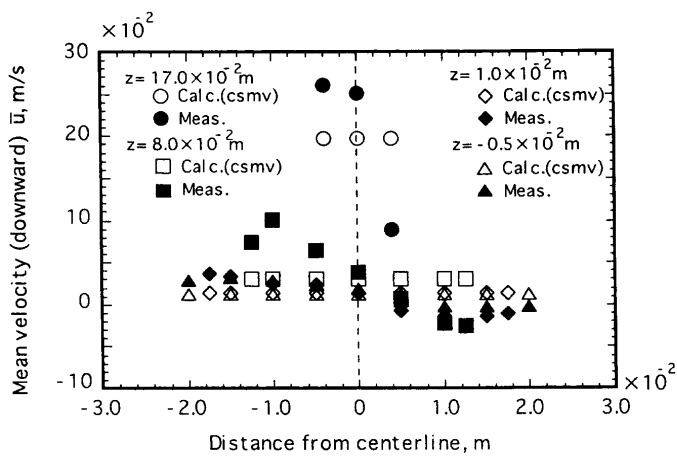


Fig. 5. Downward velocity in the test section.

ば等しい値を示すものの、時間平均速度 \bar{u} は中心軸に関して左右非対称になっていることが分かる。これはコアンダ効果が働いているためである。

時間平均速度 \bar{u} とともに測定した乱れ強さ Tu のテーパ管中心軸上における結果を Fig. 6 に示す。実線は測定値を近似した線である。管径の小さな上部では乱れ強さ Tu は小さいが、下降するにつれて増大し下端部 ($z=0$) では 2 を越える。上述の時間平均速度 \bar{u} の偏りと考え合わせると、管内の流れは非常に強い乱流場になっていることが明らかである。

3.2 気泡の溶解過程

気泡観察結果の 1 例を Fig. 7(a) に示す。 $t=0$ (s) の画像は気泡生成用カップから放たれた気泡がテーパ管内を上昇し、下降流速の大きい上部で上昇を停止した直後で、気泡体積 V_B が最大のときのものである。気泡観察はこの後 15s 間にわたり行い、デジタル画像で記録した。気泡は完全には静止することなく、わずかではあるが常に揺れ動き、また気泡形状の変形あるいは界面の揺れが観察された。これは、前述したようにテーパ管内の流れ場が強い乱流場であることに起因している。気泡の縦断面形状は最初、

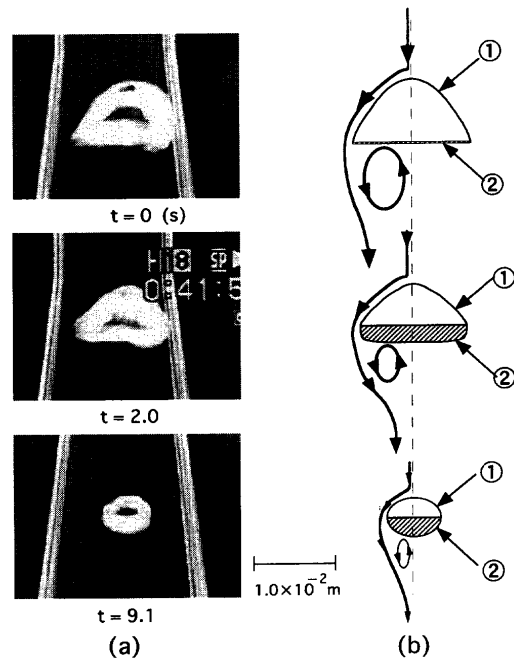


Fig. 7. Temporal variation in the shape of bubble-1 exposed to downward turbulent flow in the test section. ① Surface exposed to counter and parallel flow, ② surface exposed to wake.

spherical cap 型であるが、時間の経過とともに下部から丸みを帯びはじめ、オニギリ型、楕円形へと推移し、最後にはほぼ円形となる。気泡体積 V_B は溶解により減少し続けるのでそれに見合う下降流速も低下し、これに伴い気泡位置も徐々に下方に移動した。

3.3 気泡の表面積と体積の経時変化

単位面積から単位時間あたりに溶解した CO_2 ガスの質量 (物質移動流束 m_p) を求めるために、記録された気泡の体積 V_B と表面積 A_B を算出する。まず、観察された気泡の側面像 (Fig. 7(a)) と同じ高さと同方向の最大幅を有する回転対称形状の気泡でモデル化し (Fig. 7(b)), 最大幅部分よりも上と下の部分に分ける。すなわち Fig. 7(b) の $t=0$ s の場

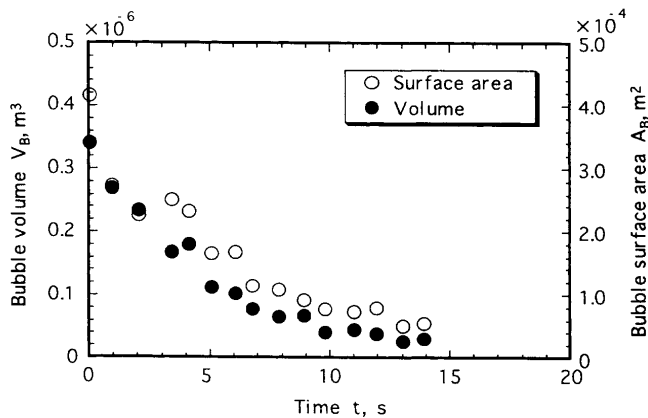


Fig. 8. Temporal variations in the volume and surface area for bubble-2.

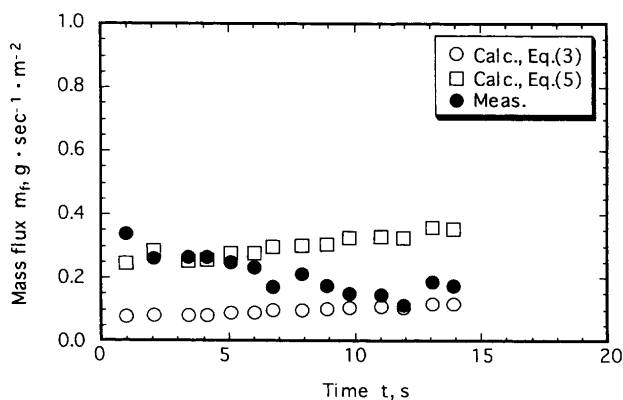


Fig. 9. Temporal variations in mass flux for bubble-2.

合は底面が平円板の回転放物体からなるモデル、 $t=2.0$ s の場合は上半分が回転放物体、下半分が回転楕円体からなるモデル、 $t=9.1$ s の場合は全体が回転楕円体からなるモデルである。これらのモデルを用いて、表面積、体積を算出した。なお、後述の界面に生成する波動の影響はここでは考慮していないが次節(3・4)の終わりで詳述する。上下に2分割するのは、物質移動流束 m_f を既知の実験式で推算するとき、気液界面が接する流れの種類によって適用するシャーウッド数(Sh)の実験式が異なるためである。①の部分には対向流および平行流が接し、②の部分には後流が接すると考えた。このようにして求めた気泡の体積 V_B と表面積 A_B の経時変化の例を Fig. 8 に示す。なお、ここに示す気泡は Fig. 7 に示した気泡 (Bubble-1) とは別の気泡 (Bubble-2) である。体積 V_B 、表面積 A_B とともに初期の減少率は大きい、時間の経過とともにゆっくりと小さくなる傾向を示した。ある時間内の気泡の体積変化から気相溶解速度を求め、その時間内における気液界面積の平均値で除して物質移動流束 m_f を求めた。

3.4 物質移動流束の経時変化

物質移動流束 m_f の経時変化の1例を Fig. 9 に示す。黒丸(●)は上述の方法で求めた実測値を表す。白丸(○)は著者らがこれまでの研究で明らかにした、界面が中程度に汚染

されている場合の物質移動流束 m_f をシャーウッド数 (Sh) の形で記述した下記推算式²²⁾を気泡の周りに適用して求めた値である。

$$Sh_s = 0.664Sc^{1/3}Re^{(0.5+0.17Tu)} \dots\dots\dots (1)$$

$$Sh_b = 0.500Sc^{1/3}Re^{(0.5+0.17Tu)} \dots\dots\dots (2)$$

ここで、式(1)、(2)ともに適用範囲は以下の通りである。

$$5.0 \times 10^2 < Re < 6.5 \times 10^3$$

$$0.14 < Tu < 0.28$$

$$4.3 \times 10^2 < Sc < 5.9 \times 10^2$$

式(1)は対向流および平行流に対する式で、気泡の上部および側面 [Fig. 7(b)の①] に適用する。また、式(2)は後流に対する式で、気泡の底面 [Fig. 7(b)の②] に適用する。Sc はシュミット数(= ν/D)、Re はレイノルズ数(= $\bar{u}d_b/\nu$)、Tu は乱れ強さ(= u'_{rms}/\bar{u})、 ν は動粘度、 D は拡散係数、 \bar{u} は時間平均速度、 d_b は気泡径 (Fig. 7において水平方向に最も大きい径) である。また、Shの添字sは気泡の上面と側面を、bは底面を意味している。上記手順をまとめると m_f は次式で与えられる。

$$m_f = \frac{1}{A_B} \left(A_s \frac{D}{d_B} Sh_s \Delta C + A_b \frac{D}{d_B} Sh_b \Delta C \right) \dots\dots\dots (3)$$

ここで、 ΔC は液相における炭酸ガス濃度差、 A_B は気泡表面積($A_b + A_s$)である。

白い四角記号(□)は、Higbieにより導出された界面が清浄であると仮定した場合の式に、著者らが液流れの乱れを考慮するため、Reのベキ項に乱れ強さTuの寄与分を追加した式(4) (乱れ強さを考慮した修正 Higbie 式と呼ぶ)²²⁾を Fig. 7(b)の①の部分に適用し、さらに底面 [Fig. 7(b)の②]の部分に式(2)を適用して求めた推算値である。

$$Sh = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \left(1 - \frac{2.89}{\sqrt{Re}} \right)^{1/2} Sc^{1/2} Re^{(0.5+0.17Tu)} \dots\dots\dots (4)$$

すなわち m_f は次式で与えられる。

$$m_f = \frac{1}{A_B} \left\{ A_s \frac{D}{d_B} \frac{2}{\sqrt{\pi}} \left(1 - \frac{2.89}{\sqrt{Re}} \right)^{1/2} Sc^{1/2} Re^{(0.5+0.17Tu)} \Delta C + A_b \frac{D}{d_B} Sh_b \Delta C \right\} \dots\dots\dots (5)$$

初期の実測値は①の部分の界面が清浄である場合の推算値(式(5))にほぼ一致するが、時間の経過とともに、徐々に小さくなり界面が中程度に汚染されている場合の推算値

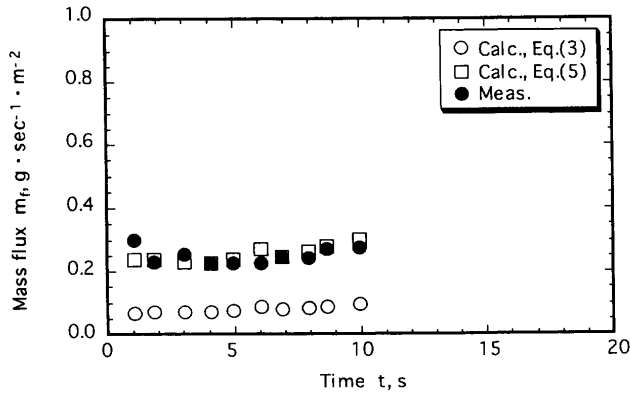


Fig. 10. Temporal variations in mass flux for bubble-3.

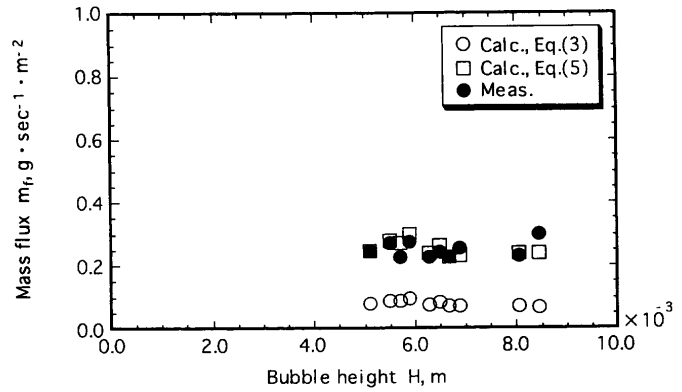


Fig. 12. Relation between mass flux and height for bubble-3.

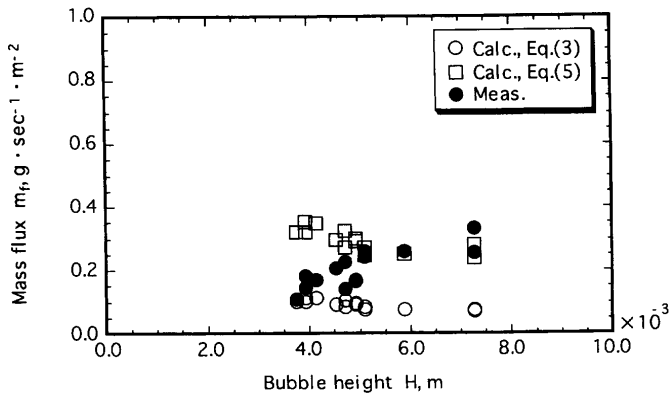


Fig. 11. Relation between mass flux and height for bubble-2.

(式(3))に移行することが分かる。これは、時間の経過に伴って、界面が次第に汚染される気泡の加齢現象により、物質移動流束 m_f が低下を示したとも考えられるが、Fig.10に示すように初期の値を維持したままの結果もあり、加齢現象を主因とするには疑問が残る。

そこで、物質移動流束 m_f と気泡の大きさとの関係に着目し、Fig. 9に示した実験結果を物質移動流束 m_f と気泡高さ H について整理し直し、Fig.11に示す。物質移動流束 m_f は気泡高さ H が3.5~4.0mmのときには汚染型と同じ値を示し、約5mmを境として清浄型に遷移し、約6mm以上の高さでは清浄型を示す。すなわち、気泡高さ H のある臨界値 H_c を境にして、Fig. 7(b)の①の部分の物質移動流束が清浄型と汚染型に分かれると考えられる。以下“①の部分”を省略し、単に清浄型、汚染型と呼ぶことにする。上記傾向は著者らが以前に行った研究²²⁾にもみられた傾向、すなわち強い平行流に曝された円錐台気泡の気泡高さが臨界値(約5mm)を上回るとその側面に波動が生成し、物質移動流束が急に増大するという傾向と一致しており、本研究においても同様の効果があった物と推測される。なお、波動が生じると界面積は増大するが、波動は定在波ではない。したがって、その増加分を正確に評価することはできないが、粗い計算では、高々20%の増加であり、Fig. 9に示される物質移動流束の約3倍の増加は説明できない。Fig.10

に示した実験結果についても物質移動流束と気泡高さについて整理し直し、Fig.12に示す。気泡高さ H は常に約5mm以上であり、Fig.11で示したように気泡高さが約6mm以上であれば物質移動流束が清浄型を示すという傾向に合致している。なお、気液界面が汚染されているときの物質移動係数が低下する機構に関して、界面抵抗によるもの^{23,24)}、界面更新の妨げによるもの²⁵⁾、両者の複合説²⁶⁾など諸説ある。本実験条件に限れば、界面が汚染されて低下した物質移動係数が固液間物質移動係数に一致することから、現段階では界面更新による効果が支配的と考えられる。

3.5 物質移動流束 m_f の推算

本実験条件下において清浄型と汚染型の間を遷移する際の、物質移動流束 m_f の推算を以下に試みた。まず最初に用いた推算式は前報²²⁾で導出した、波動の生成した円錐台気泡界面からの物質移動流束 m_f に対する推算式(6)(円柱気泡モデル)である。この場合、遷移は気泡高さ H が波動生成の臨界気泡高さ ($H_c=5$ mmとおいだ)を上回る場合に誘起されたので、この式の適用範囲は、気泡高さ H が波動生成の臨界気泡高さ $H_c(=5$ mm)よりも大きい場合である。小さな場合には式(1)、式(2)からなる汚染型の推算式(3)を適用する。

$$m_f = \frac{1}{A_B} \left\{ 233 \text{Re}^{-0.59} \left(\frac{H-H_c}{H_c} \right) + 1.1 \right\} \left\{ 0.70 \left(\frac{d_B}{H_c} \right)^{0.33} \right\} \times \left(A_s \frac{D}{d_B} \text{Sh}_s \Delta C + A_b \frac{D}{d_B} \text{Sh}_b \Delta C \right) \quad (H \geq H_c) \quad \dots \dots \dots (6)$$

$$A_b = \pi \frac{d^2}{4} \quad \dots \dots \dots (7)$$

$$A_s = \pi d H \quad \dots \dots \dots (8)$$

式(6)による推算値と実測値とをレイノルズ数 Re で整理

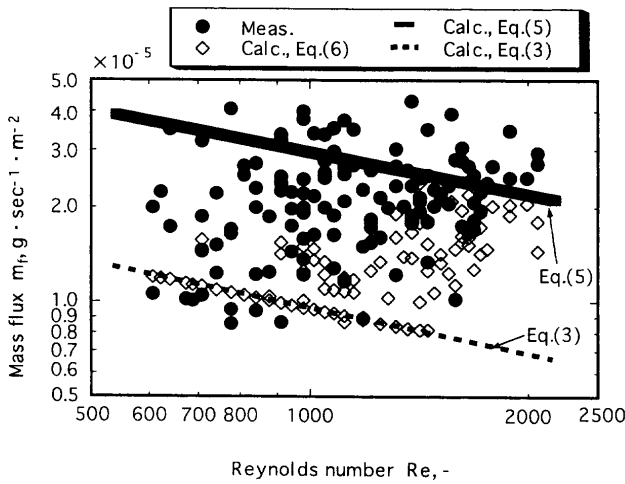


Fig. 13. Relation between mass flux and Reynolds number.

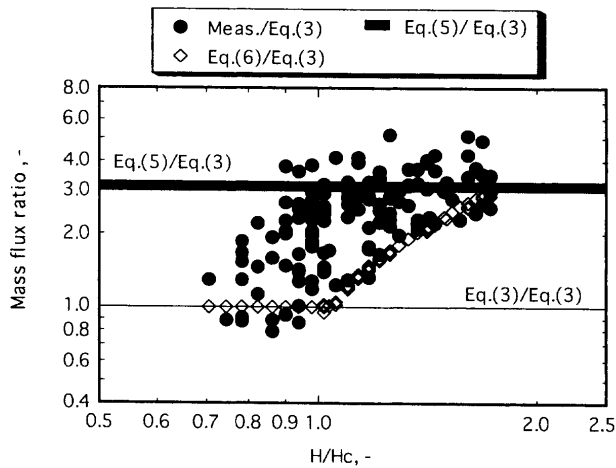


Fig. 14. Relation between mass flux ratio and bubble height ratio H/H_c .

してFig.13に示す。これらとともに、Fig. 7の①と②の部分とともに中程度の汚染界面を仮定して著者が導出した実験式(3)、①の部分の界面が清浄であり、②の部分の中程度の汚染界面であると仮定した式(5)も破線と実線で示した。ただし、式(3)と式(5)の計算値はある範囲にばらつくので、それを覆うように意識的に太い線で描いている。なお、式(3)、式(5)中のReの指数は負であるため、図示したようにReの増大に伴い、 m_f は減少する。

実測値と円柱気泡モデルによる推算値は上下2本の線の間を橋渡しするように分布しており、レイノルズ数Reの増大により、物質移動流束 m_f が汚染型から清浄型へ移行することを示している。しかし、両プロットの分布範囲を検討すると、本実測値は、式(6)のレイノルズ数Reよりも低いReから移行を開始していることが明らかであり、式(6)をそのまま単一気泡に適用することはできない。

そこで、汚染型から清浄型への物質移動流束 m_f の移行に大きく影響を与えている気泡高さHで整理し直した結果をFig.14に示す。なお、縦軸は実測値ならびに各推算値を式(3)で除した値、また横軸は気泡高さHを臨界気泡高さ

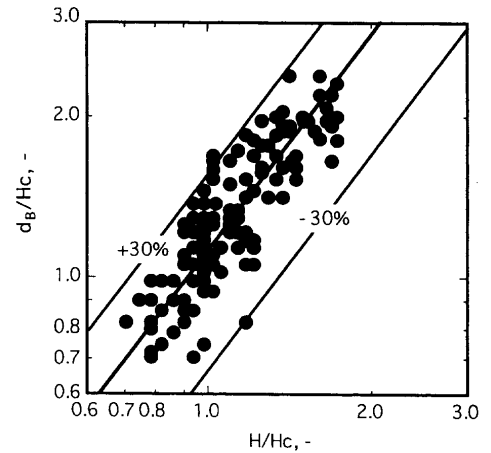


Fig. 15. Relation between bubble height and bubble diameter.

$H_c (=5 \text{ mm})$ で除して無次元化している。縦軸の値が1.0の線は汚染型、その上側、3.0付近の太い実線は清浄型を表す。本実測値は気泡高さ $H=3.3 \text{ mm}$ から移行を開始する。これに対し円柱気泡モデルによる値は $H=5.0 \text{ mm}$ から移行を開始している。したがって、円柱気泡モデルの値の移行開始高さが $H=3.3 \text{ mm}$ になるように式(6)の気泡高さの項(H/H_c)に定数 n を乗じて調整する。以下、 n の値について議論する。

汚染型から遷移型へ、また遷移型から清浄型へ切り替わるとき、 H/H_c の値をそれぞれ、 H_{12}/H_c 、 H_{23}/H_c とおくと、 H_{12}/H_c は式(6)の1行目において $1/A_B$ を除いた項を Y とした次式

$$Y = \left\{ 233 \text{Re}^{-0.59} \left(\frac{H}{H_c} - 1 \right) + 1.1 \right\} \left\{ 0.70 \left(\frac{d_B}{H_c} \right)^{0.33} \right\} \dots \dots \dots (9)$$

の値を1とする H/H_c の値であり、 H_{23}/H_c は式(5)と式(6)の交点(約3)とするときの H/H_c の値である。しかし、式(9)の変数は H/H_c だけでなく、Reと d_B/H_c が含まれるため、 $Y=1$ の関係から H/H_c を一意的に求めることはできない。Fig.15に示した H/H_c と d_B/H_c の実測値との相関から、

$$\frac{d_B}{H_c} = 1.15 \left(\frac{H}{H_c} \right)^{1.36} \dots \dots \dots (10)$$

の関係式が、さらに H/H_c とReとの関係を示したFig.16から、

$$\text{Re} = 984 \left(\frac{H}{H_c} \right)^{1.36} \dots \dots \dots (11)$$

が求められるので、 Y を H/H_c のみの関数として表すことができる。

さらに、気泡高さの項(H/H_c)に係数 n を乗じて次式(12)

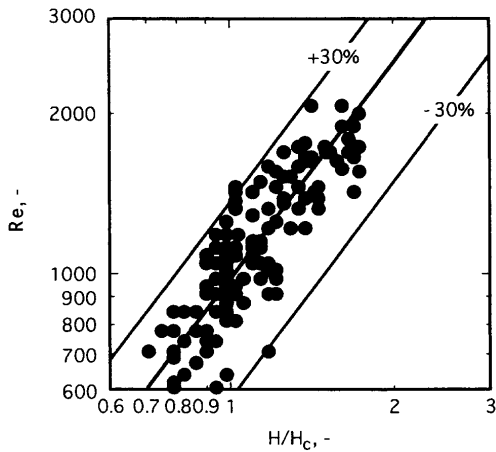


Fig. 16. Relation between bubble height and Reynolds number.

を得る。

$$Y = \left[233 \left\{ 984 \left(n \frac{H}{H_c} \right)^{1.36} \right\}^{-0.59} \left(n \frac{H}{H_c} - 1 \right) + 1.1 \right] \times \left[0.70 \left\{ 1.15 \left(n \frac{H}{H_c} \right)^{1.36} \right\}^{0.33} \right] \dots\dots\dots(12)$$

この式(12)において、 $H=H_{12}=3.3$ mmとして n の値を求めると、 $n=1.60$ となる。このとき、 $H_{23}/H_c=1.15$ が得られる。これより、式(6)は次式(13)のように表すことができる。

$$m_f = \frac{Y}{A_B} \left(A_s \frac{D}{d_B} Sh_s \Delta C + A_b \frac{D}{d_B} Sh_b \Delta C \right) \dots\dots\dots(13)$$

以上のことから物質移動流束 m_f の推算式は次のように整理できる。

(1) 汚染型物質移動区間

Fig. 7(b)の①の部分には式(1)、②の部分には式(2)を適用した式(3)が適用できる。

(2) 遷移型物質移動区間

Fig. 7(b)の①と②をまとめて、式(13)が適用できる。

(3) 清浄型物質移動区間

Fig. 7(b)の①の部分には乱れ強さを考慮した修正 Higbie 式(4)、②の部分には式(2)をそれぞれ用いた式(5)が適用できる。

上記3式から構成される実験式による推算値を実測値と比較してFig.17に示す。測定値は推算値によって比較的よく近似できており、下降流中に静止する単一気泡からの物質移動係数は本推算式によって±60%の偏差で予測できる。本研究においては、気泡は激しい乱流場に曝されており、微少ではあるが常に変形しつつ移動していることを考えれば、この程度の偏差は許容できるものと考えている。

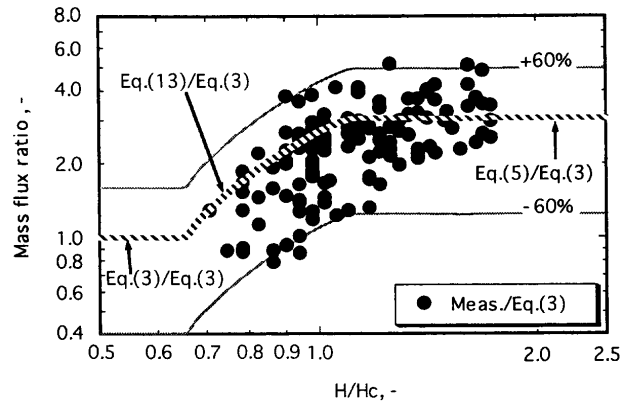


Fig. 17. Relation between mass flux ratio and bubble height ratio H/H_c .

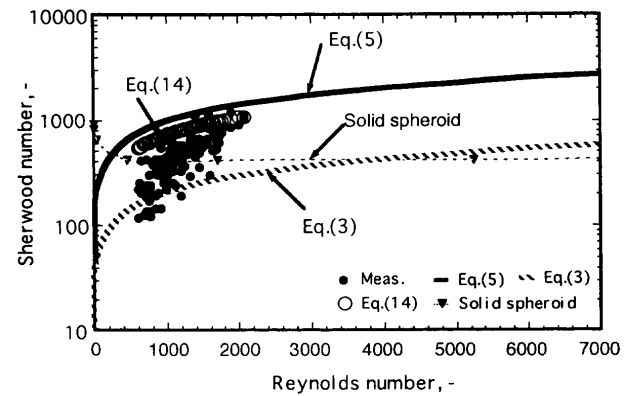


Fig. 18. Relation between Sherwood number and Reynolds number.

3.6 物質移動挙動の遷移に関する過去の報告との比較

土屋ら^{27,28)}は、海水を模擬した液相におけるCO₂ガスの吸収実験を行い、気液界面における波動の発生と物質移動挙動の遷移との関係について報告している。彼らは界面の清浄度を表す変数 f_R を導入して、次式を提案した。

$$Sh = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \left(1 - \frac{2.89}{\sqrt{Re}} \right)^{1/2} f_R^{1/2} Sc^{1/2} Re^{1/2} \dots\dots\dots(14)$$

$$\log_{10} f_R = 0.5 [\tanh\{3.9 \log_{10}(d_e/0.87)\} - 1] \dots\dots\dots(15)$$

ここで、 d_e は体積相当気泡径であり、単位はmmで示される。

式(14)を用いて、本実験条件下における推算値を求め、Fig.18に○で示す。著者らの実測値(●)をみると、汚れた気液間の物質移動挙動から、清浄な気液界面に特徴的な固液間の物質移動挙動への遷移が $Re \approx 800$ から始まり、2000近傍で完了しているのに対し、式(14)による推算値は $Re=800$ で既に清浄型の挙動を示している。式(15)から明らかのように、土屋らの実験においては著者らの場合よりも非常に小さな気泡径で遷移が始まる。ただし、このような相違が溶液の種類に起因するののかについては、今後の研

究課題としたい。

4. 結論

乱れ強さが大きく、中程度に汚染された乱流下降流中に静止する単一気泡からの物質移動流束 m_f は、気泡高さ H が臨界値 $H_{12} \approx 3.3$ mm よりも大きく界面に変形や波動が生じる場合には、 H の増加につれ Fig. 7(b) の①の部分が清浄な界面をもち、②の部分が汚染された界面をもつ場合の物質移動流束 (式 (5)) に漸近した。一方、気泡高さ H が臨界値よりも小さく界面に変形や波動が生じない場合には、①、②の部分とも汚染された場合の固液間物質移動流束と同じ値 (式 (3)) をとった。すなわち物質移動流束 m_f の挙動は、気泡高さ H に関して3つの領域に分類でき、各々の領域における物質移動流束は式 (3), (13), (5) で与えられる。実測値は本推算式により $\pm 60\%$ の偏差で近似できた。本実験の性質上、この程度の偏差は許容できるものと考えている。

記号

| | |
|-------------------|---|
| A_B | : 気泡表面積 (m^2) |
| ΔC | : 濃度差 (g/m^3) |
| D | : 拡散係数 (m^2/s) |
| d_B | : 気泡径 (水平方向の最大径) (m) |
| H | : 気泡高さ (m) |
| H_c | : 波動生成臨界高さ (m) |
| k | : 物質移動係数 (m/s) |
| m_f | : 物質移動流束 ($\text{g} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$) |
| Re | : レイノルズ数 (-) |
| Sc | : シュミット数 (-) |
| Sh | : シャーウッド数 (-) |
| Tu | : 乱れ強さ ($=u'_{\text{rms}}/\bar{u}$) (-) |
| \bar{u} | : 時間平均速度 (m/s) |
| u'_{rms} | : 乱れ成分の自乗平均の平方根値 (m/s) |
| V_B | : 気泡体積 (m^3) |
| ν | : 液体の動粘度 (m^2/s) |

文献

- 1) S.Inada and T.Watanabe: *Tetsu-to-Hagané*, **62** (1976), 807.
- 2) S.Inada and T.Watanabe: *Tetsu-to-Hagané*, **63** (1977), 37.
- 3) M.Kawakami, S.Dowaki, K.Hiroe and K.Itou: *Tetsu-to-Hagané*, **78** (1992), 745.
- 4) T.Tadaki and S.Maeda: *Kagaku Kogaku*, **27** (1963), 808.
- 5) A.A.C.M.Beenackers and W.P.M.Vanswaaij: *Chem. Eng. Sci.*, **48** (1993), 3109.
- 6) M.H.I.Baird and J.F.Davidson: *Chem. Eng. Sci.*, **17** (1962), 87.
- 7) D.L.Wise and G.Houghton: *Chem. Eng. Sci.*, **21** (1966), 999.
- 8) R.Clift, J.R.Grace and M.E.Weber: *Bubbles, Drops and Particles*, Academic Press, New York, (1978), 195.
- 9) D.Azbel: *Two-phase Flows in Chemical Engineering*, Cambridge University Press, New York, (1981), 187.
- 10) D.Hammerton and F.H.Garner: *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32** (1954), s18.
- 11) P.H.Calderbank, D.S.L.Johnson and J.Loudon, *Chem. Eng. Sci.*, **25** (1970), 235.
- 12) A.I.Johnson, F.Besic and A.E.Hamielec: *Can. J. Chem. Eng.*, **47** (1969), 559.
- 13) F.Takemura and A.Yabe: *Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng., B*, **64** (1998), 447.
- 14) F.Takemura and A.Yabe: *Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng., B*, **64** (1998), 2168.
- 15) F.Takemura, Q.Liu, A.Yabe and K.Kontani: *Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng., B*, **62** (1996), 1467.
- 16) P.H.Calderbank and A.C.Lochiel: *Chem. Eng. Sci.*, **19** (1964), 485.
- 17) J.A.Redfield and G.Houghton: *Chem. Eng. Sci.*, **20** (1965), 131.
- 18) T.Kumagai and M.Iguchi: *Tetsu-to-Hagané*, **87** (2001), 159.
- 19) T.Kumagai, M.Iguchi, T.Uemura and N.Yonehara: *ISIJ Int.*, **42** (2002), 112.
- 20) A.Tomiyama, I.Kataoka and T.Sakaguchi: *Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng., B*, **61** (1995), 2357.
- 21) M.Iguchi, Y.Tomita, K.Nakajima and Z.Morita: *Tetsu-to-Hagané*, **78** (1992), 1786.
- 22) T.Kumagai, M.Iguchi, T.Uemura and N.Yonehara: *Tetsu-to-Hagané*, **88** (2002), 180.
- 23) D.Raymond and S.Zieminski: *AIChE J.*, **17** (1971), 57.
- 24) J.Vogtlander and F.MeijBoom: *Chem. Eng. Sci.*, **29** (1974), 949.
- 25) F.Franks and D.Ives: *J. Chem. Soc.*, (1960), 741.
- 26) T.Shimada, R.Misumi and S.Komori: *Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng., B*, **64** (1998), 1470.
- 27) K.Tsuchiya, H.Mikasa and T.Saito: *Chem. Eng. Sci.*, **52** (1997), 4119.
- 28) K.Tsuchiya, T.Saito, T.Kajishima and S.Kosugi: *Chem. Eng. Sci.*, **56** (2001), 1.