

# 琉球大学学術リポジトリ

## 水平管群を流下する液膜表面波の生成とガス吸収促進の機構解明

メタデータ	<p>言語:</p> <p>出版者: 野底武浩</p> <p>公開日: 2009-06-29</p> <p>キーワード (Ja): 表面波, ガス吸収, 流下液膜, 拡散, 水平管, 物質移動, 物質伝達</p> <p>キーワード (En): Mass transfer, Liquid film, Mass diffusion, Gas absorption, Horizontal tubes, Surface wave</p> <p>作成者: 野底, 武浩, 儀間, 悟, 宮良, 明男, Nosoko, Takehiro, Gima, Satoru, Miyara, Akio</p> <p>メールアドレス:</p> <p>所属:</p>
URL	<p><a href="http://hdl.handle.net/20.500.12000/11007">http://hdl.handle.net/20.500.12000/11007</a></p>

## 4. 装置及び方法

### 4.1 実験装置

本研究の水の流れ系及び  $O_2$ /水系における吸収器本体の概略を Fig.4.1 に示す。内寸法が横 341mm、奥行き 63mm、高さ 498mm のアクリル枠の前後に、ゴムパッキンを介してガラス板を小型万力によって取り付けて吸収器の密閉容器を構成する。その内部に水平管列が配置されており、284mm の範囲を水が流下している。また、内部に酸素を充満させる。水平管列は、鉛直方向に一列に並んだ銅管列で形成されている。熱交換器とオーバーヘッドタンク、バルブにより、温度と流量を一定とした水道水は、水平管列最上部に設置した散布管に流入し、最上段の銅管に散布される。散布された水道水は、各段の管表面を順に流下しながら酸素を吸収した後、最下段の管底中央部に設置されたスパン方向長さ 120mm の回収桶に集められ、濃度測定部(Fig.4-2)へ導かれる。その際、水道水は、最下段の底部から、厚さ 2mm の板の表面を流下して回収桶の水面へ連続的に導かれる。一方、回収桶に集められなかった中央部 120mm 以外の端に近い箇所を流下する水と管群から周囲に飛散した液滴は、吸収器底面の排出口から器外へ排出される。

濃度測定部(Fig.2)では、回収桶から流れてきた水を濃度が一樣になる様にしつつ十分な流速を確保するため、マグネチック・スターラ(Eleya Magnetic Stirrer RC-20)で攪拌し、溶存酸素濃度測定器(東亜電波工業株式会社・DO-25A ポータブル溶存酸素計)を用いて吸収器出口の溶存酸素濃度と水温の測定を行う。濃度測定器の排出口で、コップとストップウォッチを用いて水道水の流量  $Q$  の測定を行う。コップに集められた水は、質量計で測定され、質量流量を算出する。

銅管は管径 6mm と 10mm の 2 通りがある。6mm 管列は 15 段、10mm 管列は 9 段の段数であり、管と管の間隔を 2mm、5mm、10mm と替えて各々実験を行った。

散布管は、内径 1.5mm、長さ 8mm のステンレス細管が 30mm 間隔で、一列に配置されており、細管の先端から第一段の銅管頂部までの距離は、そのとき実験を行っている管と管の間隔と同じである。

回収桶は、厚さ 5mm のアクリル板から成る内寸法、奥行き 6mm、幅 120mm、高さ 42mm の直方体の容器である。また、管列最下段の管底部から流下する水が桶の水面に衝突することにより著しいガス吸収を生じ、物質伝達係数  $k_L$  に影響を及ぼすと考えられるため、厚さ 2mm、幅 150mm(桶内部 120mm)、高さ 20mm の木板を桶中央に取り付け、最下段の管底部から、液滴でなく、液膜流れで連続的に桶の水面へ流れ込むようにした。液膜流れと桶内の小さな水面の面積により、桶での望ましくない余分な吸収を小さい値に抑えられると思われる。

## 4.2 実験方法

### 4.2.1 溶存酸素濃度測定器の校正

高精度測定のため、実験の前に溶存酸素濃度測定器の校正を行う。

まず、Zero 校正を行う。Zero 校正は、電氣的ゼロによる簡易校正法によるものであり、以下の手順で行う。

1. 電極を本体より取り外し、「FUNCTION」キーを「mg/l」又は「%」にすると、表示が「E-1」となる。
2. 次に「CAL」ボタンを押すと表示が「0.00」となり、Zero 校正は終了する。
3. 電極を本体に接続する。電極が安定するまで約 30 分程度待ち、その後測定を開始する。

次に、飽和水による校正を行う。これは、大気と測定液の水蒸気圧の差等による影響を取り除くための方法で、精度が要求される測定の場合に行う。その方法は、以下の通りである。

1. 濃度測定容器に水を入れ、マグネチックスターラで攪拌しながら、小型エアポンプで 30 分以上エアバブリングを行い、飽和水を作る。
2. FUNCTION を「mg/l」又は「%」にし、電極を飽和水に浸透し、マグネチックスターラで攪拌する。
3. 表示値が安定したことを確認し、「CAL」ボタンを押すと表示値がフラッシングする。
4. フラッシングしている間に、再度「CAL」ボタンを押す。表示値は、校正時の温度の飽和溶存酸素量(100%)になり、校正が終了する。

最後に、補正係数  $\beta$  を求めるために酸素で容器中の水をバブリングを行う。水が飽和し、値が安定(約 1 時間)したら「FUNCTION」キーを「mg/l」と「%」にし、それぞれ値を読みとる。

D.O 測定容器には冷水ジャケットがある。できればそこに一定温度の冷水を循環させ上記の補正を行った方が良い。なお、その補正は、その補正温度の場合に最も精度が高く、実験における  $C_{out}$  の測定もその温度近くで行った。

#### 4.2.2 実験方法

校正終了後、以下の手順で測定実験を行った。

- ・流水中で銅管をエメリーペーパー(#500)で磨き、完全な濡れ面を実現し支持板に取り付ける。
- ・温度一定に設定された水道水をヘッドタンクを通し散布管に流入させ、散布された水が管列の前後左右で流れが均一になるように調節した後、回収桶を最下段の管底部の中央部に配置し、ガラス板を吸収器に取り付ける。この時、散布管に空気が入らないように注意する。
- ・吸収器壁下部の穴から吸収器内に酸素を供給し、酸素を充満させ器上部にある穴から流れ出るままにして約1時間程度待つ。
- ・濃度測定部の高さを微調整しながら回収桶での水面の高さを調節し安定させ、桶部での余分な酸素吸収を減少させる。その際、溶存酸素濃度測定器内に気泡が無いことに注意する。
- ・オーバーヘッドタンクの高さとバルブのつまみを調節して、濃度測定部の排出口から20秒間に流出する流量 $Q$ をストップウォッチとピーカー、電子天秤ばかりを用いて測定しレイノルズ数 $Re$ を算出し、測定予定の $Re$ に合わせる。
- ・溶存酸素測定器の数値が定常状態になったところで、水温 $T_{out}$ と溶存酸素濃度 $C_{out}$ を測定する。
- ・レイノルズ数 $Re=10\sim 100$ の範囲で $Re$ (10、20、30、40、60、80、100の7箇所)を変化させ、同様に測定を行う。

管径 $D$ 、管と管の間隔 $\delta$ を変えての各々の実験でも同様に行う。

供給する水の溶存酸素濃度 $C_{in}$ の測定は、一日の実験の前と後にオーバーヘッドタンクと濃度測定部を直接シリコンチューブで繋ぎ、吸収器入口温度と溶存酸素濃度 $C_{in}$ を測定し、両者の平均を $C_{in}$ とした。大気圧の測定も同様、実験前後の平均値を取る。

管表面を流下する液膜の写真撮影は、黒色ボードを装置の後方に置いて、デジタルカメラ(FUJIFILM Digital Camera Fine Pix S1 Pro)とフラッシュライト(Nikon SPEEDLIGHT SB-11)を用いて行った。

### 4.2.3 飛散流量測定

飛散流量測定の実験装置の概略を Fig.4.3 に示す。飛散液滴捕集器(Fig.4.4)は、厚さ 2mm、幅 120mm、高さ 20mm のアクリル板から成り、水滴が流入しやすいように底面をホームベース型にし、管列中央(120mm)外から流入する水滴を防ぐために測定器側面上部を斜めに削った。

測定は各管径  $D$  の最下段で行い、管と管の間隔を  $d=2\text{mm}$ 、 $5\text{mm}$ 、 $10\text{mm}$  と変え、飛散し始めた流量から測定した。また、管の液膜に触れないよう捕集器の位置を調節し、かつ、捕集した水滴が滑らかに流れ込むよう緩やかな傾斜を設けて、スタンドに固定した。飛散液滴がある程度貯まるまで待ち、その捕集時間と捕集した水の重さを測定し、飛散流量を算出した。

### 4.2.4 振動実験

4.2.2 節と同様の測定実験を、ヘッドタンクと散布管の間のシリコンチューブをスピーカーを用いて周期的に圧縮し、中の流れに振動を与え管群上に散布して行う。各  $Re$  で、周波数  $f$  を  $5\text{Hz}$ ~ $35\text{Hz}$  の範囲で変化させ溶存酸素濃度  $C_{out}$  の測定を行った。

### 4.3 データの解析方法

吸収器入口部および出口部における水の溶存酸素濃度  $C_{in}$ 、 $C_{out}$ 、吸収器内の水の温度  $T$  および吸収器出口部における流量  $Q$ 、実験室での気圧  $P$  を測定し、その測定値をもとに飽和溶存酸素濃度  $C_s$ 、物質伝達率  $k_L$ 、シャーウッド数  $Sh$ 、シュミット数  $Sc$  の各々の値を算出する。

ここで、 $T$ ：補正後の温度(°C)、 $T_{DO}$ ：測定器の読み(°C)である。

#### 4.3.1 温度補正

飽和溶存酸素濃度測定器で測定した値は、実際の温度と若干の違いがあるので次式により補正を行った。

$$T = 1.3329 + 0.7953 \times T_{DO} + 0.013445 \times T_{DO}^2 - 0.00028479 \times T_{DO}^3 \quad (4.1)$$

#### 4.3.2 飽和溶存酸素濃度 $C_s$ 、物質伝達率 $k_L$ の算出

1. 飽和溶存酸素濃度  $C_s$ [kgm<sup>-3</sup>]は、Truesdale ら[4]の実験式とヘンリーの法則に基づいて、次式により求めた。

$$C_s = \left( \frac{14.161 - 0.3943 \times T + 0.007714 \times T^2 - 0.0000646 \times T^3}{0.209} \right) \times \left( \frac{P - p_w(T)}{101.325 - p_w(T)} \right) \quad (4.2)$$

$$p_w(T) = \exp \left( 16.645 - \frac{4030.18}{T + 235.16} \right) \quad (4.3)$$

ここで、 $P$ ：実験室内の気圧[kPa]、 $p_w(T)$ ：円管上を流下する液膜の温度  $T$  に対応する水の飽和水蒸気圧[kPa]である。 $p_w(T)$ は式(4.3)によって得られる。式(4.2)中の以下の式は、測定に基づく Truesdale ら[4]の実験式である。空気中で飽和した水の溶存酸素濃度である。空気中の酸素は 20.9%である。

$$C_{air} = 14.161 - 0.3943 \times T + 0.007714 \times T^2 - 0.0000646 \times T^3 \quad (4.2a)$$

#### 2. $C_{in}$ 、 $C_{out}$ の補正

溶存酸素計の飽和水校正で用いた式と、上記の  $C_s$  の算出に用いた式は、同一ではなく差がある。そのため、補正係数  $\beta$  を用いて  $C_{in}$ 、 $C_{out}$  を補正した。

$$\beta = \frac{100}{0.209 C_{O_2}} = \frac{478.5}{C_{O_2}} \quad (4.4)$$

ここで、 $C_{O_2}$ ： $O_2$ 100%ガスを水中にバブリングしつつ測定した飽和溶存酸素濃度の値の%である。 $p_w$  は、飽和水蒸気分圧であり、式 (4.3) より求める。補正係数  $\beta$  を用いるのは、4.2.1 節で述べたエアバブリングでの校正よりさらに測定精度を高めるためである。特に流量(レイノルズ数  $Re$ )が小さく  $C_{out}$  が  $C_s$  に近い場合には、この補正は不可欠である。

$$\begin{aligned}
C_{in} &= (C_{in}(\text{測定値})/100) \times \beta \times (14.161 - 0.3943 \times T_{in} + 0.007714 \times T_{in}^2 - 0.0000646 \times T_{in}^3) \\
C_{out} &= (C_{out}(\text{測定値})/100) \times \beta \times (14.161 - 0.3943 \times T_{out} + 0.007714 \times T_{out}^2 - 0.0000646 \times T_{out}^3)
\end{aligned}
\tag{4.5}$$

3. 物質伝達率  $k_L$ [m/s]は次式により求めた。

$$k_L = \frac{Q}{A} \ln \frac{C_S - C_{in}}{C_S - C_{out}} = \frac{Q}{\pi D L_{wt} N} \ln \frac{C_S - C_{in}}{C_S - C_{out}} = \frac{2\Gamma}{\pi D N} \ln \frac{C_S - C_{in}}{C_S - C_{out}}
\tag{4.6}$$

ここで、 $A$ : 管の表面積 [m<sup>2</sup>]、 $Q$ : 液膜の体積流量[m<sup>3</sup>s<sup>-1</sup>]、 $D$ : 円管の直径[m]、 $G$ : 管の片側を流れる水平方向の単位幅当りの液膜流量[m<sup>2</sup>s<sup>-1</sup>]、 $C_{in}$ : 吸収器入口の溶存酸素濃度[kgm<sup>-3</sup>]、 $C_{out}$ : 吸収器出口の溶存酸素濃度[kgm<sup>-3</sup>]、 $L_{wt}$ : 円管のスパン方向の濡れ長さ[=0.12m]、 $N$ : 管の段数である。 $pdN/2$  は、管列表面積の 1/2 を示す。

### 4.3.3 鉛直面を流下する平滑管表面の液膜の厚さ $d_R$

本実験範囲では液膜流は層流であり、鉛直面を流下する平滑管表面の液膜の厚さ  $d$  は、流下方向に角度  $\gamma$  と共に変化する。 $\gamma=90^\circ$  における最小値の液膜厚さ  $d_R$  [m]は、以下の Nusselt 式により算出する。

$$\delta_R = \left( \frac{3\nu^2 Re}{g} \right)^{1/3}
\tag{4.7}$$

### 4.3.4 無次元数の定義

#### 1. レイノルズ数 $Re$ の定義

レイノルズ数は、慣性力と粘性力の比を表すものであり、本実験では体積流量  $Q$  を代表長さ  $L_{wt}$  と動粘性係数で割り、管の片面の流れを求めるため、値を 2 で割った。

$$Re = \frac{\Gamma}{\nu} = \frac{Q}{2\nu L_{wt}} = \frac{\Delta M}{2\nu\rho\Delta t L_{wt}}
\tag{4.8}$$

ここで、 $G$ : 管の単位幅当りの液膜流量[m<sup>2</sup>s<sup>-1</sup>]、 $Q$ : 液膜の体積流量[m<sup>3</sup>s<sup>-1</sup>]、 $L_{wt}$ : 円管のスパン方向の濡れ長さ[=0.12m]、 $\nu$ : 水の動粘性係数[m<sup>2</sup>s<sup>-1</sup>]、 $\rho$ : 密度[kgm<sup>-3</sup>]、 $\Delta M$ : 水の質量[kg]、 $\Delta t$ : 水の捕集時間[s]である。

#### 2. シャーウッド数 $Sh$ の定義

シャーウッド数  $Sh$  は、界面の平均的あるいは局所的対流拡散による物質伝達を特徴づける無次元数であり、界面へ流体運動による物質伝達で移動する質量と静止状態で分子拡散によって移動する質量との比を表している。この場合、

界面とは液膜の自由表面のことである。ヌセルトの式(4.7)から得られる液膜厚さ  $d$  を代表長さとして次式で表される。

$$Sh = \frac{k_L \delta_R}{D} \quad (4.9)$$

### 3. シュミット数 $Sc$ の定義

動粘性係数  $\nu$  [ $m^2s^{-1}$ ] と物質拡散係数  $D$  [ $m^2s^{-1}$ ] の比で表される無次元数であり、速度境界層と濃度境界層の相対的厚さと関係する。

$$Sc = \frac{\nu}{D} \quad (4.10)$$

$Sc$  は、物性値であり、 $T$  の増加と共に単調に増加する。

#### 4.3.5 物性値

本研究での  $C_S$ 、 $Re$ 、 $Sh$ 、 $Sc$  の算出には、常圧下での水の密度  $\rho$  [ $kgm^{-3}$ ]、粘性係数  $\mu$  [ $Pa \cdot s$ ]、動粘性係数  $\nu$  [ $m^2s^{-1}$ ] および物質拡散係数  $D$  [ $m^2s^{-1}$ ] が必要である。正確な物性値を用いることが必要不可欠であり、水の密度  $\rho$ 、粘性係数  $\mu$  および動粘性係数  $\nu$  については、伝熱工学資料[5]から得た値を3次の多項式で最小二乗近似して用い、それらの式を以下に示す。これらの式の適用範囲は、いずれも  $T[^\circ C] = 0 \sim 46.8^\circ C$  である。

$$\rho = 999.8 + 7.121 \times 10^{-2} T - 8.105 \times 10^{-3} T^2 + 3.982 \times 10^{-5} T^3 \quad (4.11)$$

$$\mu = (1.789 - 5.756 \times 10^{-2} T + 1.067 \times 10^{-3} T^2 - 8.349 \times 10^{-6} T^3) \times 10^{-3} \quad (4.12)$$

$$\nu = (1.788 - 5.7641 \times 10^{-2} T + 1.0767 \times 10^{-3} T^2 - 8.461 \times 10^{-6} T^3) \times 10^{-6} \quad (4.13)$$

ここで、単位は  $T[^\circ C]$  で、 $\rho$  [ $kgm^{-3}$ ]、 $\mu$  [ $Pa \cdot s$ ]、 $\nu$  [ $m^2s^{-1}$ ] である。

水中の酸素の物質拡散係数  $D$  は、Stokes-Einstein[6]の次式から得られる。

$$D = D_0 \left( \frac{T + 273.16}{298.16} \right) \left( \frac{\mu_0}{\mu} \right) \quad (4.14)$$

$$\mu_0 = 8.864 \times 10^{-4} \text{ [Pa} \cdot \text{s]}, \quad D_0 = 2.341 \times 10^{-9} \text{ [m}^2\text{s}^{-1}] \text{ (at } T = 25^\circ\text{C)}$$

ここで  $\mu_0$  と  $\mu$  は  $25^\circ C$  および任意の温度  $T[^\circ C]$  における水の粘性係数であり、また  $D_0$  は  $25^\circ C$  における水の物質拡散係数である



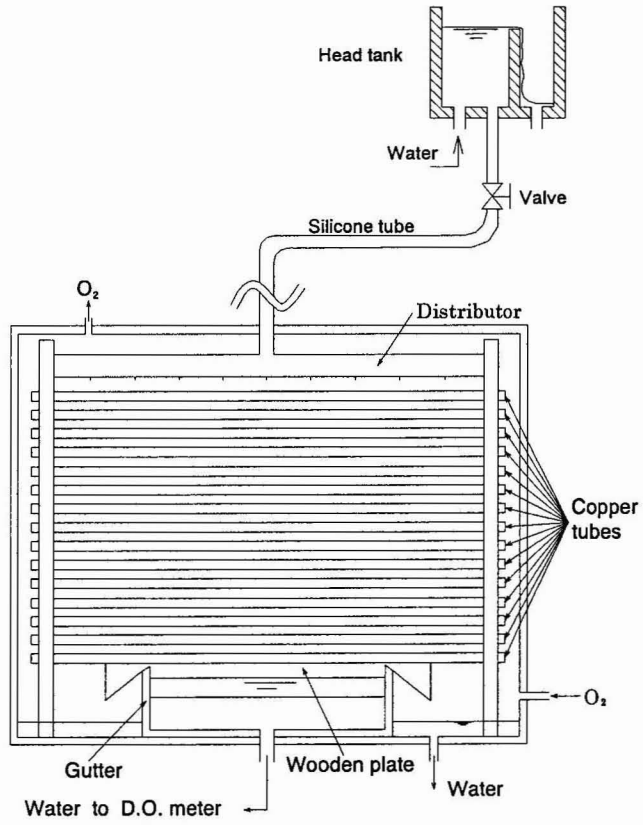


Fig.4.1 吸收器本体

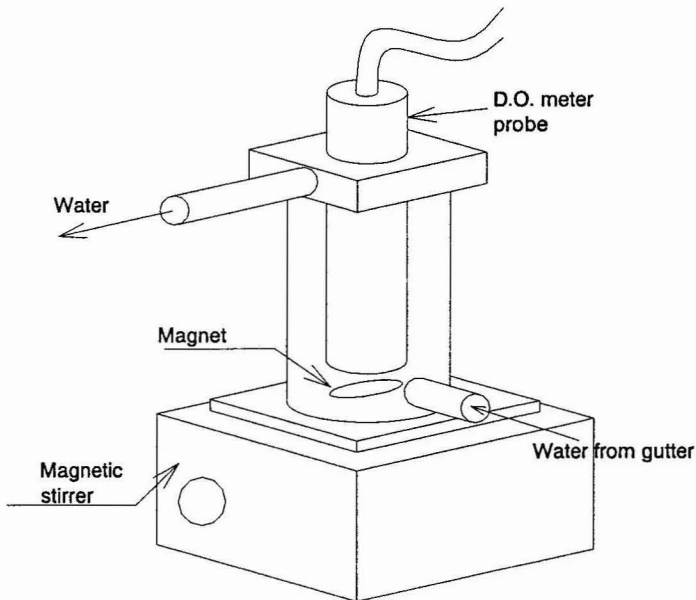


Fig.4.2 溶存酸素測定部

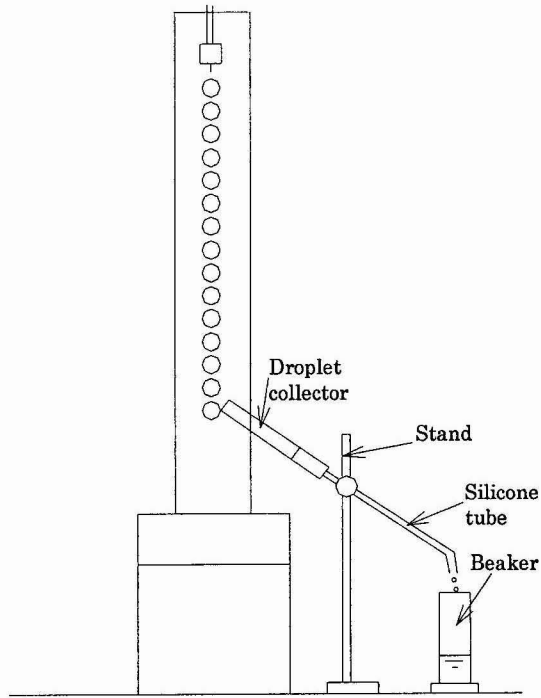


Fig.4.3 飛散流量測定図

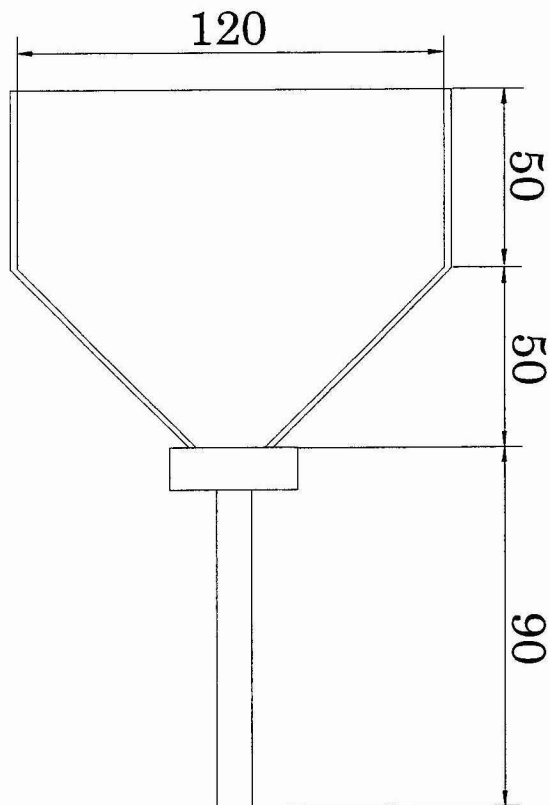


Fig.4.4 飛散液滴捕集器

## 5 結果及び考察

### 5.1 管上の流れと管間の流れ様子の観察

#### 管と管の間隔 $d=2\text{mm}$ の場合

Fig.5.1 に、管と管の間隔  $d=2\text{mm}$  における管径  $D=6\text{mm}$ 、 $10\text{mm}$ 、 $16\text{mm}$  の流れ様子を示す。全ての管径において、管上は液膜流れであり、管と管の間は滑らかなシート状の液膜を形成して流れている。いずれの管径  $D$  でも  $10 < Re < 100$  の範囲において、散布管より散布された水は、最上段の管上で横方向に広がり、その後ほぼ一様に下段へと流れている。なお、 $D=16\text{mm}$  の結果は、本研究室における前年度までの結果である。

$Re=20$  において、最小径  $D=6\text{mm}$  (Fig.5.1 (a)) では、散布管の供給細管から流下方向に筋状の表面波が生じ、それが下段の管から左右に広がって消滅していくのが見られる。その筋状の所では流量が多いものと考えられる。一方、 $D=10\text{mm}$  (Fig.5.1 (c)) および  $16\text{mm}$  (Fig.5.1(e)) では筋状の流れは見られない。最上段の管の水供給細管の所から下段にかけて弱い表面波が左右に広がってやがて消滅するが、その表面波は管径が大きくなるとともに弱くなっている。

$Re=60$  になると、いずれの管径においても、管表面全域のいたる所で波が発生しており、複雑な模様をしている (Fig.5.1(b, d, f))。  $Re=20$  と違い、最上段や第二段の管では主な波の発生は、散布管と散布管との間で起こっており、それが下段に行くほど全領域に広がっている。管径が大きくなるほど、 $Re=20$  の場合と同様に、表面波は弱くなっている。

以上をまとめると、 $d=2\text{mm}$  のシート流れでは、水平管上の液膜流れは、管径  $D$  が小さいほど不安定で、かつ、流れが大きいほど不安定である。その結果、管径の小さい  $D=6\text{mm}$  の管群では、 $Re$  が小さい場合でも筋状の流れが生ずるが、管径の大きい  $D=16\text{mm}$  管群での  $Re=20$  では、ほとんど表面波が生じず、滑らかな液膜流れである。 $Re$  が大きい場合、いずれの  $D$  でも全領域で比較的強い表面波が生ずるが、 $D$  が小さいほどその表面波はより強くなる。

液体の円柱は、その外周よりも大きな波長  $\lambda$  を持つ変形を生じると、自発的に変形し表面エネルギーを減らす。そして、変形が増幅し最終的には液柱は滴に分裂する。これはレイリー不安定と呼ばれ、液柱径がキャピラリー一定数と同程度か小さい場合に生じる。水平管上の液膜は液柱と考えることもでき、水のキャピラリー一定数は、約  $4\text{mm}$  である。 $D=6\text{mm}$  では径がキャピラリー一定数に近いのでレイリー不安定が強く働き、液膜が不安定になり強い表面波が生じるものと考えられる。筋状の流れも、この影響によるものと考えられる。

### 管と管の間隔 $d=5\text{mm}$ の場合

Fig.5.2 に、管間隔  $d=5\text{mm}$  における管径  $D=6\text{mm}$ 、 $16\text{mm}$  の流れの様子を示す。どちらの管径でもシート流れは見られず、管と管の間を液が滴下する不連続な液滴流れとなっている。液滴が、異なる間隔でそれぞれの管の底部から垂れ下がっており、管上を流下する液を集めて成長し、その先端が下段の管頂の液膜に触れるのに十分なほど大きくなる。そして、下段の管頂の液膜と接触した瞬間、強い波紋を広げる。その衝撃的運動はとても強く、広がる波は、 $d=2\text{mm}$  の時とは異なるより大きな振幅を持つ放射状の波である。

$Re=20$ 、 $D=6\text{mm}$ (Fig.5.2 (a))では、散布管の細管から供給される水によって第一管の底部に、懸垂滴が形成され、さらに成長し、一旦、次段管頂に接触すると加速的に流下している。そのため、上方の段で滴下した液膜が、数段にわたり各段を駆け下るような流れが見られる。従って、各段における滴の滞留時間は短く、かつ流れの時間変動も大きい。また、下段に行くほど隣り合う滴同士の合体が起こるため、滴下位置の間隔も大きくなり、滴下の発生位置もランダムになる。

$Re=20$ 、 $D=16\text{mm}$  でも、管底に懸垂滴が形成され、下段に行くにつれランダムな位置で、隣り合う滴同士の合体し、より大きな液滴(液塊)になり下段へ滴下している。しかし、 $D=6\text{mm}$  で見られる駆け下るような流れは見られない。 $D=16\text{mm}$  では、基本的には、滴下後、一旦、管上を液膜として広がり、それがその管底で集まって滴を作るという過程を各段で繰り返す。

流量が増加しても、流れ様子は基本的に  $Re=20$  の場合と同様である。いずれの管径でも、 $Re$  の増加により液滴の発生頻度と滴下箇所は増加する(Fig.5.2 (b, d))。滴下箇所が増える分、液滴が流下する際に合体して、より大きな液滴となって流下する頻度も多くなる。そのような所では、強い表面波が発生しており、滴が大きいと表面波の振幅も大きい。 $D=6\text{mm}$  では、駆け下るような流れが、8段目以降で隣接する流れと不規則に合流し、より大流量の流れとなり、流れが片寄ようになる。管径が小さいほど片寄りのある流れになっている。

### 管と管の間隔 $d=10\text{mm}$ の場合

Fig.5.3 に、管間隔  $d=10\text{mm}$  における管径  $D=6\text{mm}$ 、 $10\text{mm}$ 、 $16\text{mm}$  の流れ様子を示す。いずれの管径でも、垂れ下がっている液滴は液柱状となり、次段の管頂に滴下している。そして、滴下距離が長いため、 $d=5\text{mm}$  での表面波よりさらに強い波紋を広げている。 $Re=20$  では、液柱の先端が次段の管頂に接触した後、液柱の先端部は分断し、先端部は下段の液膜に吸収され、一方、残りは元の管底に戻る。そして、また成長し液柱となり滴下する。また、 $D=6\text{mm}$  および  $10\text{mm}$  になると滴の飛散が多くなり、下段ほど流量は減少する。その影響は、小さい

管径ほど大きい(Fig.5.3 (a, c, e))。

$Re=60$  になると、 $d=5\text{mm}$  と同様、滴下とそれに伴う表面波の発生頻度と滴下個所が増えている。いずれの管径でも、4 段目辺りから液柱と液柱が合体して巨大な液塊が形成され、下段に行くほどその形成頻度は増える。液塊の先端の接触による表面波は、液柱よりもより強い波紋を広げる(Fig.5.3 (b, d, f))。

Fig.5.4 は  $D=6\text{mm}$ 、 $d=10\text{mm}$ 、 $Re=60$  における流れ様子を、露出時間を長くして撮影したものである。これから、 $D=6\text{mm}$  では、流れの片寄りが大きく下段に行くにつれ、より片寄った流れになっていることが分かる。

以上をまとめると、 $d=5\text{mm}$  と  $10\text{mm}$  では、管と管の間が液滴流れであり、 $d=2\text{mm}$  の場合と全く異なる。径の大きい  $D=16\text{mm}$  では、滴下した後、滴は管表面を広がって液膜流れとなり、再び管底に集まって懸垂滴を作る。一方、径の小さい  $D=6\text{mm}$  では一旦滴下すると、その液の管の水平方向への広がり小さく、管列を駆け下る様に流下する。従って、液の流れの片寄りが著しい。 $D=10\text{mm}$  では、両者の中間的な流れの様子である。この場合の管径  $D$  による差も、レイリー不安定に関係する。すなわち、 $D$  が小さい管では、水表面は球形になろうとする力が強く働くため、水平方向に広がりにくく、管列を駆け下るように流下する。

## 5.2 管列から飛散する液滴流量

液の飛散は、液滴の上段の管から次段の管への落下の衝撃によって滴が飛び散る場合に起こり、また、上段の管底から垂直に滴下せず角度を持って滴下した場合や管の側部から遠心力で液膜がはがれ落ちる場合にも同様に発生する。後者の二つの理由の場合で起こった飛散の方が、流量は多い。

Fig.5.5 に管間隔  $d=10\text{mm}$  での各管径の飛散流量と  $Re$  の関係を示す。ここで、縦軸は飛散流量と管列器下部の桶で回収された流量の比である。管径  $D=16\text{mm}$  では、 $Re<50$  で飛散流量はほぼ無視できるほど小さく、 $Re>50$  で指数関数的に増加し、 $Re\sim 80$  で 6%、 $Re\sim 90$  で 18%に達する。

管径  $D=10\text{mm}$  では、 $Re<80$  で飛散流量約 6%以下であるが、 $Re>80$  で急増し  $Re\sim 100$  で約 12%に達する。管径  $D=6\text{mm}$  では、いずれの  $Re$  でも飛散流量 17%以上と高く、かつ大きくばらついている。

全体的にみると管径  $D$  が小さくなると飛散流量が増加している。特に、 $Re<80$  での飛散流量は、 $D=10\text{mm}$  と、 $D=16\text{mm}$  で 6%以下であるのに対し、 $D=6\text{mm}$  では、17%~46%の値を取り、平均値でも 30%を越えている。Fig.5.3 からも、 $d=10\text{mm}$  の場合、下段に行くにつれ流量は減少している様子が見て取れ、管径  $D$  が小さいほどその差は大きい。

$D=16\text{mm}$  と  $10\text{mm}$  でも  $Re>80$  では、飛散流量は 10%以上にまで増加する。飛散流量は、散布管と最上管の相対的位置と液供給管の角度、及び各段の管の配列の直線性、鉛直性に強く依存し、これらの変数の僅かな変化で飛散流量は大きく変化する。Fig.5.5 に見られるように飛散流量はばらついており、管径が小さいほどその傾向が大きい。特に、 $D=6\text{mm}$  では、一回目の測定では  $Re=60$ 、二回目では  $Re=40$  で最小値を取り、 $Re=20$  と比較してもかなり小さい。また、 $D=6\text{mm}$  の二度の実験は、ほぼ同じ条件で行ったにも関わらず差が大きく、 $Re=60$  では、23%の差と大きい。管径が小さいほど僅かな諸因子の影響でも、飛散流量に大きなばらつきが出て再現性が悪いことが分かる。このため、 $d=10\text{mm}$  でのガス吸収実験でも再現性が悪く、その上、上段と下段で流量が大きく異なる結果となるので、 $d=10\text{mm}$  の実験から一般知見を得ることは困難である。実用上も  $d=10\text{mm}$  の様な管間隔を取ることはない。よって、後述の  $d=10\text{mm}$  でのガス吸収のグラフは参考のためにのみ掲載する。

管径  $D$  による最も大きな違いは、低  $Re$  においてであり、 $D=16\text{mm}$  では  $Re=60$  で 3%なのに対し、 $D=10\text{mm}$  では  $Re=20$  で 6%、 $D=6\text{mm}$  では  $Re=20$  でも平均して 33%と管径が小さいほど低  $Re$  から大きな飛散が生じる。そして、ばらつきも大きく、全体としては、 $Re$  の増加と共に飛散流量は増大する。

$d=5\text{mm}$  以下では、いずれの管径  $D$  でも、 $Re<100$  の範囲で最大で 0.5%以下と無視できるほど小さい。

### 5.3 物質伝達 (管と管の間隔 $d$ の影響)

Fig.5.6、5.7、5.8 に、各管径  $D=6\text{mm}$ 、 $10\text{mm}$ 、 $16\text{mm}$  での  $d=2$ 、 $5$ 、 $10\text{mm}$  おける  $Sh$  と  $Re$  の変化を示し、いずれの条件下でも単位幅当たりの吸収表面積  $\pi DN$  がほぼ同じである (Table 5.1 参照)。

Table 5.1 吸収面積

$D$ (mm)	$N$	$\pi DN$ (cm)
6	15	28.27
10	9	28.27
16	6	30.16

全ての管径で  $Sh$  は  $d$  の値が大きいくほど大きくなっており、 $D=10\text{mm}$  と  $16\text{mm}$  の場合、 $d=2\text{mm}$  から  $d=5\text{mm}$  の間で特に大きな差がある。5.1 節で述べた Fig.5.1、5.2、5.3 での流れ様子から分かるように、 $d=2\text{mm}$  の管と管の間隙間ではシート流れであるのに対して、 $d=5\text{mm}$ 、 $10\text{mm}$  では液滴流れである。つまり、液滴流れでは管と管の間での滴落下による次の二つの効果が考えられる。①液滴流れ部での液の混合(管上の液膜表面で形成された濃度境界層が滴の形成と衝突の過程で混合)、②滴落下より発生する管上の液膜上での表面波の発生による物質伝達の促進、である。 $d=5\text{mm}$  より  $d=10\text{mm}$  は、落下距離が長い分、液滴がより加速し大きな衝撃を管頂の液膜に与えるため、強い表面波が現れ吸収促進を促す (Fig.5.2、5.3)。管間隔が大きいと、滴落下の衝撃とそれによる表面波の振幅がより大きくなり、ガス吸収効果が大きくなるのが分かる。しかし、その促進量の差は  $d=5\text{mm}$  と  $10\text{mm}$  では  $d=2\text{mm}$  と  $5\text{mm}$  の差に比較して小さい。

一方、 $D=6\text{mm}$  では、 $d=5\text{mm}$  の  $Sh$  は  $d=2\text{mm}$  と  $10\text{mm}$  の中間に位置する。それは、 $d=2\text{mm}$  のシート流れでも、 $D=6\text{mm}$  の場合、レイリー不安定により、表面波が促進されるためと解される。ただし、 $D=6\text{mm}$ 、 $d=10\text{mm}$  では飛散流量が多く、 $Re$  が流下方向に大きく減少するので、 $d=10\text{mm}$  における  $Sh$  は、実際より高い値を示しており、その影響もある。

$d=2\text{mm}$  では、いずれの  $D$  でも  $Re=30$  前後から傾きが変わっている。Fig.5.1 からも見て取れるように、現れる液膜上の細かな波が  $Re=30$  以上で発生するためである。 $Re<30$  で傾きが大きなのは、低  $Re$  での滑らかなシート状流れにおいては、管上の液膜の表面波も小さく、全体としては滑らかな液膜流れであるためである。従って、液膜表面に層流濃度境界層が発達して、物質伝達が小さくなりガス吸収が小さい。しかし、流量が多い  $Re>30$  では、液膜上に多くの表面波が生じてガス吸収を促進するため、 $d=2\text{mm}$  の傾きが  $d=5\text{mm}$ 、 $10\text{mm}$  とほぼ同じ傾きになる。

理論値と比較してみると、実験値の方が大きな傾きを取る。理論では、管軸方向に一樣な流れとしたが、実際は不均一であり、低  $Re$  では流れの遅いところの影響を受け  $Sh$  は低い値を取る。高  $Re$  になると液膜の不均一さは減少し、理論にはない波の発生の影響を受け理論値を上回る。

## 5.4 管径 $D$ の影響

Fig.5.9、5.10、5.11 は、各管と管の間隔  $d$  の各値での  $D=6\text{mm}$ 、 $N=15$  と  $D=10\text{mm}$ 、 $N=9$ 、そして  $D=16\text{mm}$ 、 $N=6$  の  $Sh$  を比較したものである。3つの条件下の理論値を比較すると、管径が小さい方が  $Sh$  は大きい。浸透拡散理論によれば、濃度境界層が薄い場合、 $k_L$  は流下距離すなわち管径  $D$  の約 0.5 乗に反比例するので、管周が長いと  $Sh$  は小さくなる。これは、管径が小さいと管頂から管底に至るまでの流下距離が長いこと、その間に形成される濃度境界層が厚くなり、 $k_L$  が小さくなる。理論では、管と管の間で完全混合を仮定しているため、管の間隔  $d$  による差は生じない。

測定値同士を比較すると、 $d=2\text{mm}$ (Fig.5.9)では、 $D=10\text{mm}$  と  $D=16\text{mm}$  は互いに近い  $Sh$  の値を取るが、 $D=6\text{mm}$  の値との差は大きい。Fig.5.1 から分かるように、これは、 $D=10\text{mm}$ 、 $16\text{mm}$  では見られない  $D=6\text{mm}$  の液膜の不安定による強い表面波の影響によるためである。 $d=2\text{mm}$  で起こるシート流れでは、レイリー不安定の影響が大きく、その影響が小さくなる大きな管径では、液膜表面が安定になるため  $Sh$  の変化も少なくなる。

液滴流れの起こる  $d=5\text{mm}$  では、滴下の衝撃によって広がる液膜上の表面波の違いによって、 $D=6\text{mm}$  の値が相対的に小さくなり、 $D=6\text{mm}$  と  $D=16\text{mm}$  のほぼ真ん中ほどに  $D=10\text{mm}$  の値が来ている(Fig.5.10)。 $D=6\text{mm}$  では滴が管列を駆け下る様な流れになる。流れが片寄るので  $Sh$  の値が相対的に低い。 $d=5\text{mm}$  から  $10\text{mm}$  に増加すると  $Sh$  の値の差も大きくなっている(Fig.5.11)。液滴流れでは、管径の変化に対し、 $Sh$  が一定な割合で変化することが分かる。

Fig.5.12、5.13、5.14 に、各間隔  $d$  での  $Re$  と実験値と理論値の  $Sh$  の比を示す。いずれの管径でも、 $Sh$  の比は  $Re$  とともに増加する。また  $D$  が大きいほど  $Sh$  の比は大きく、比が 1 になる  $Re$  は管径が小さいほど大きな  $Re$  の値を取る。全  $Re$  の範囲で、 $D=16\text{mm}$  における  $Sh$  の比は大きく、 $d=5\text{mm}$  では  $D=6\text{mm}$  の値と比較して平均で 22%大きい(Fig.5.13)。これは、Fig.5.2 で見られるように、 $D=6\text{mm}$  の場合、管軸方向の不均一な流れ(一部を駆け下る様な流れ)が原因であり、理論と比べ小さな値を取る。これは、水には常に自身の表面積を小さくしようとする表面張力があるためレイリー不安定が生じやすく、管径の小さい管列を流下する液膜ほどその影響が大きい。そのため管径が小さく  $Re$  が低いところでは、流れが片寄り、下段の管において液膜の薄い面積が増大する。水の流れの少ない面は、ガス吸収への寄与が小さいため小さい管径では理論値より測定値が低くなる。

Fig.5.12、 $d=2\text{mm}$  においては、 $Re=100$  でも  $Sh$  の比が 1 に達していない。これは、シート状の液膜流れでは管と管の間で完全混合まで至っていないこと、また、管上の液膜に生じる表面波の効果は、理論で導入した仮定の管と管の間で



の完全混合の効果より小さいことを示す。 $d=5\text{mm}$  では、 $D=10\text{mm}$  の  $Sh$  の比は  $D=2\text{mm}$  と  $16\text{mm}$  の中間の値を取ったが、 $d=2\text{mm}$  では、 $D=10\text{mm}$  の  $Sh$  の比は  $D=2\text{mm}$  に近い値を取る。これは、 $D=6\text{mm}$  の場合、レイリー不安定により筋状の表面波などが比較的強く生ずるため、ガス吸収が促進されて  $Sh$  の比が高くなり、 $D=10\text{mm}$  の値とほぼ同じになったと考えられる。

Fig.5.14、 $d=10\text{mm}$  では、全ての管径  $D$  で  $Sh$  の比は近い値を取っている。5.2 節で述べた様に、 $D$  が小さいほど液滴が管列から離脱する量が多いことによる影響と考えられる。 $D=6\text{mm}$  では、多くの量の液が管列から離脱し、桶で回収される液は、管列を十分広がって流下した液のみであり、その液のガス吸収量は多い。一方、離脱した液は駆け下るように管列を流下するので、ガス吸収量は小さくなるという現象も同時に生ずる。ガス吸収量の多い液のみが回収され  $C_{out}$  が測定されるので、 $D$  が小さい場合は、 $Sh$  の比を大きく見積もってしまう。また、飛散流量が多い場合には流下方向に流量は減少し、最下段の桶の回収量に基づく  $Re$  の値は、平均の  $Re$  より低い値を取る。これも  $Sh$  を大きく見積もる原因である。

よって、 $D=10\text{mm}$  の図は参考のためだけに示した。